

НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ КОРАБЛЕБУДУВАННЯ
імені адмірала Макарова
Факультет економіки та екології моря

В.В. БЛАГОДАТНИЙ, Г.Г. ТРОХИМЕНКО .

ТЕХНОЛОГІЇ ОЧИЩЕННЯ ВОДИ

Методичні вказівки

Рекомендовано Навчально-методичною радою НУК

Миколаїв
Видавець Румянцева Г.В.
2026

УДК 502.1(076.5)

Б 78

Укладачі:

В. В. Благодатний, кандидат техн. наук, доцент,

Г. Г. Трохименко, д-р. техн. наук, професорка.

Рецензент В. М. Патлайчук, канд. техн. наук, доцент

Благодатний В. В.

Б 78 Технології очищення води: методичні вказівки / В. В. Благодатний, Г. Г. Трохименко. – Миколаїв : Румянцева Г. В., 2026. – 83 с.

Рекомендовано Навчально-методичною радою НУК (протокол № 5 від 27.05.2026 р.)

У методичних вказівках викладено теоретичні основи для проведення розрахунків процесів і технологічних параметрів засобів очищення води від завислих, колоїдних та розчинних речовин. Описано конструкції і принцип дії сучасних апаратів для очищення стічних вод та водопідготовки. Наведено приклади розрахунків засобів очищення води.

Методичні вказівки призначені для практичних робіт студентів денної та заочної форми навчання зі спеціальності G2 «Технології захисту навколишнього середовища» і можуть бути використані у курсовому та дипломному проєктуванні за спеціальністю «Технології захисту навколишнього середовища».

© Благодатний В. В., Трохименко Г. Г. 2026

© Видавець Румянцева Г. В., 2026

ЗМІСТ

Вступ	4
<i>Практична робота № 1.</i>	
Розрахунок первинних відстійників.....	5
<i>Практична робота № 2.</i>	
Розрахунок швидких фільтрів.....	13
<i>Практична робота № 3.</i>	
Розрахунок гідравлічних змішувачів.....	23
<i>Практична робота № 4.</i>	
Розрахунок камер утворення пластівців	32
<i>Практична робота № 5.</i>	
Розрахунок очищення стічних вод адсорберами	42
<i>Практична робота № 6.</i>	
Розрахунок тарілок для ректифікаційних колон з очищення води.....	51
<i>Практична робота № 7.</i>	
Розрахунок установки для озонування води.....	61
<i>Практична робота № 8.</i>	
Розрахунок аеротенка-змішувача	70
Використана література.....	80
Додаток.....	82

Вступ

Розвиток економіки супроводжується впровадженням новітніх технологій виробництва, а також розширенням номенклатури продукції споживання. У результаті характеристики промислових та комунальних стічних вод суттєво змінюються: збільшується вміст органічних забруднюючих речовин, перевищують гранично допустимі значення концентрацій БСК та ХСК. Розробка сучасних природоохоронних об'єктів потребує застосування ефективних засобів очищення водного середовища. Тому у підготовці бакалаврів з технології захисту навколишнього середовища важливе місце посідає набуття знань про сучасні методи і засоби уловлювання та знешкодження шкідливих речовин, технічно та екологічно досконалі системи водоочищення та водопідготовки, визначення їхніх характеристик.

Дисципліна «Технології очищення повітря і води» складається з чотирьох модулів. У другій частині методичних вказівок розглядаються модулі «Технології очищення стічних вод» і «Технології поліпшення якості води». До складу цих модулів входять лекційні, практичні та самостійні заняття.

Протягом курсу лекцій студенти повинні засвоїти теоретичні основи фізичних, хімічних та біологічних процесів і методів очищення природних та стічних вод, основні види обладнання для очищення. Під час восьми практичних занять (у роботах 1...4 розглядають методи механічного очищення води, а роботах 5...8 – фізико - хімічні та біологічні) студенти повинні оволодіти сучасними методами визначення параметрів процесів очищення навколишнього середовища від забруднень, розраховувати технологічні характеристики засобів водоочищення.

З цією метою студенти повинні вивчити основні теоретичні положення, викладені у тексті відповідних робіт і розв'язати індивідуальні розрахункові завдання згідно з наведеними прикладами. Знання та навички з предмету «Технології очищення повітря і води» допоможуть у виконанні кваліфікаційних (бакалаврських) робіт, а також для наступної практичної роботи на підприємствах.

Практичне заняття 1

Розрахунок первинного відстійника.

Відстійники, що використовуються на очисних спорудах призначені для видалення із води грубодисперсних домішок, які за своєю густиною відрізняються від густини води.

Очищення проводиться у апаратах гравітаційної дії, які поділяються за напрямом руху потоку води на вертикальні, горизонтальні, радіальні, зі обертовим збірно-розподільним пристроєм, тонкошарові, двохярусні та деякі інші. Тип відстійників обирають з урахуванням прийнятої технологічної схеми очищення стічних вод та оброблення їхнього осаду, продуктивності споруд (рис. 1.1), кількості відстійників, що використовуються, конфігурації й рельєфу виробничого майданчика, геологічних умов, рівня ґрунтових вод тощо.

При виборі відстійника спочатку необхідно визначити ефект прояснення у відстійниках, %:

$$E = 100 \frac{C_{en} - C_{ex}}{C_{en}}, \quad (1.1)$$

де C_{en} – початкова концентрація завислих речовин у стічній воді, до відстійника, мг/л; C_{ex} – необхідний вміст завислих речовин у проясненої воді, мг/л.

Вибір конструктивного типу відстійника залежить від витрат стічних вод та потрібного ефекту прояснення. Так при розробці очисних споруд продуктивністю 15...100 тис. м³/добу застосовують горизонтальні відстійники. На очисних спорудах відносно малої продуктивності (2...20 тис. м³/добу) доцільнішим є використання відстійників з вертикальним рухом потоку води. При витратах понад 20 тис. м³/добу використовують також радіальні відстійники, що мають круглу в плані форму резервуарів, з центральною подачею води. Крім того гідравлічна ефективність апарату K_{set} залежить від конструкції водорозподільників та водозбірних пристроїв.

Після вибору типу відстійника приймаємо розрахункові параметри (табл. 1.1). До яких відноситься коефіцієнт використання об'єму проточної частини K_{set} та робоча глибина проточної частини H_{set} , м.

Таблиця 1.1

Розрахункові параметри первинних відстійників

Відстійник	Коефіцієнт використання об'єму K_{set}	Робоча глибина проточної частини H_{set} , м	Ширина B_{set} , м	Швидкість робочого потоку v_w , мм/с
Горизонтальний	0,5	1,5...4,0	$2H_{set} - 5H$	5...10
Радіальний	0,45	1,5...5,0	-	5...10
Вертикальний	0,35	2,7...3,8	-	-
З обертальним збірно – розподільним пристроєм	0,85	0,8...1,2	-	-
Із низхідно – висхідним потоком	0,65	2,7...3,8	-	$2u_0 - 3u_0$
З тонкошаровими блоками та схемою з протитечією або прямотечією	0,5...0,7	0,025...0,2	-	-
З тонкошаровими блоками та схемою з перехресною течією	0,8	0,025...0,2	-	-

За табл. 1.2 знаходимо тривалість відстоювання τ_{set} , с, при ефекті прояснення E для міських стічних вод у шарі 0,5 м.

Таблиця 1.2
Тривалість відстоювання води у залежності від ефекту прояснення

Ефект прояснення, %	Тривалість відстоювання τ_{set} , у шарі $h_1=500$ мм при концентрації завислих речовин, мг/л.		
	200	300	400
20	600	540	480
30	960	900	840
40	1400	1200	1080
50	2160	1800	1500
60	7200	3600	2700
70	-	-	7200

Наступним етапом є розрахунок значення гідравлічної крупності u_0 , мм/с, з використанням кривих відстоювання $E = f(t)$, які отримують експериментально

для висоти шару, що дорівнює глибини проточної частини відстійника, за формулою:

$$u_0 = \frac{1000 H_{set} \cdot K_{set}}{t_{set} \left(\frac{K_{set} \cdot H_{set}}{h_1} \right)^{n_2}} \quad (1.2)$$

де h_1 – глибина шару, м; n_2 – показник ступені, для міських стічних вод.

Показник ступені n_2 залежить від агломерації суспензії при процесі осадження; для міських стічних вод. Знайти його доцільно по рис 1.1.

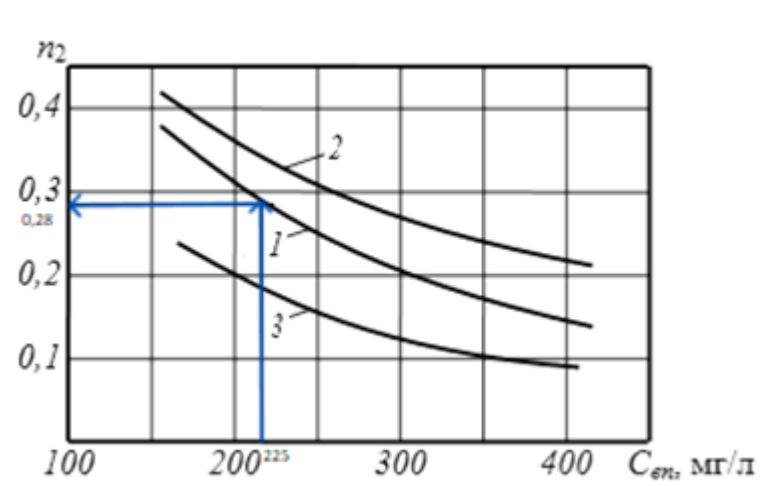


Рис.1.1. Залежність показника ступені n_2 від вмісту завислих речовин у стічних воді C_{en} при ефекті відстоювання: 1 – при $E = 50\%$; 2 – при $E = 60\%$; 3 – при $E = 70\%$

У випадку, якщо температура стічної води в установці відрізняється від температури води, за якої визначалася кінетика відстоювання, необхідно вводити поправку. Відтак далі у формулах методики слід використовувати u'_0 , мм/с, що знаходиться за рівнянням:

$$u_0^t = \frac{\mu_{lab}}{\mu_{pr}} u_0, \quad (1.3)$$

де μ_{lab} , — в'язкість води при лабораторних умовах, Па·с; μ_{pr} – в'язкість води при робочій температурі, Па·с .

Подальший розрахунок відстійника залежить від його типу.

Розглянемо визначення параметрів горизонтального відстійника.

Схема такого апарату показана рис. 1.2. Він є прямокутним резервуаром, що розділений поздовжніми перегородками на декілька відділень. Протягом горизонтального руху потоку води вздовж відстійника у секціях випадає осад, Він переміщується скребком у розташовані на вході прямки, звідки самопливом видаляється через трубопровід. Для видалення речовин, що спливають у кінці споруди передбачений збірний лоток.

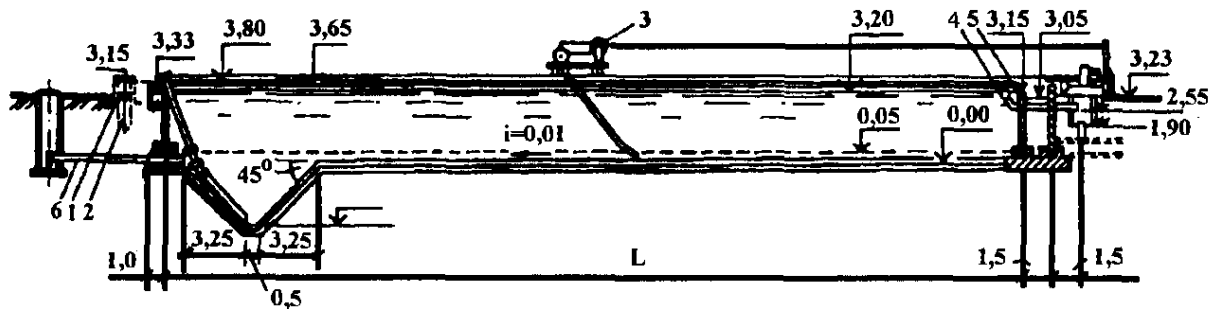


Рис 1.2. Горизонтальний відстійник: 1 – розподільний лоток; 2 – впускні отвори; 3 – скребковий механізм; 4 – жирозбиральний лоток; 5 – збірний водозлив; 6 – випуск осаду.

Згідно з табл.1.3 приймаємо значення швидкості робочого потоку, v_w , мм/с
Сумарна ширина усіх відділень відстійника $\sum B$, м:

$$\sum B = \frac{1000 \cdot q_{\max}}{v_w \cdot H_{\text{set}}} \quad (1.4)$$

де $q_{\max}$ – секундні витрати води, що надходить до відстійника, м³/с.

Відповідно з отриманим результатом приймаємо за табл. 1.1 ширину одного відділення відстійника B_{set} , м, кратну 3 м.

Кількість відділень n повинне бути не менше двох:

$$n = \frac{\sum B}{B_{\text{set}}} \quad (1.5)$$

Далі перевіряється швидкість робочого потоку v_w , мм/с:

$$v_w = \frac{1000 \cdot q_{\max}}{H_{\text{set}} B_{\text{set}} n}, \quad (1.6)$$

Результат повинен бути у діапазоні 5...10 мм/с швидкості (табл. 1.3). У тому випадку, коли ця умова не виконується, необхідно змінювати величину H_{set} та швидкість робочого потоку перераховувати.

Після цього в залежності від швидкості робочого потоку ν_w , мм/с, за табл. 1.3 визначають величину турбулентної складової ν_{tb} , мм/с.

Таблиця 1.3

Турбулентна складова у залежності від швидкості робочого потоку.

Швидкість робочого потоку, ν_w , мм/с	5	10	15
Турбулентна складова, ν_{tb} , мм/с	0	0,05	0,1

Знаючи швидкості та висоту, знаходимо довжину відстійника L_{set} , м:

$$L_{set} = \frac{\nu_w \cdot H_{set}}{K_{set}(u_0 - \nu_{tb})} \quad (1.7)$$

Повна будівельна висота відстійника на виході H , м:

$$H = H_{set} + H_1 + H_2 \quad (1.8)$$

де H_1 – висота борту над шаром води, що дорівнює 0,3...0,5 м; H_2 – висота нейтрального шару (від дна на виході), дорівнює 0,3 м.

Приклад 1. Визначити розміри горизонтального відстійника.

Вихідні дані: максимальні витрати стічних вод $q_{\max} = 0,72$ м³/с, вміст завислих речовин у стічних воді $C_{en} = 225$ мг/л, необхідний вміст завислих речовин у проясненої воді $C_{ex} = 120$ мг/л, коефіцієнт використання об'єму проточної частини $K_{set} = 0,5$, швидкість робочого потоку $\nu_w = 5$ мм/с, товщина шару для міських стічних вод $h_1 = 0,5$ м.

Розв'язок:

За формулою (1.1) визначаємо необхідний ефект прояснення у відстійниках, %:

$$E = 100 \frac{225 - 110}{225} = 51,1\%$$

Згідно з таблицею 1.1 приймаємо глибину проточної частини відстійника $H_{set} = 3,5$ м, а ширину відстійника рівною $B_{set} = 7$ м.

За табл. 1.2 знаходимо тривалість відстоювання $\tau_{set} = 2070$ с.

По рис. 1.1 знаходимо показник ступені $n_2 = 0,28$

Знаходимо значення швидкості осадження за рівнянням (1.2), мм/с:

$$u_0 = \frac{1000 \cdot 3,5 \cdot 0,5}{2070 \cdot \left(\frac{0,5 \cdot 3,5}{0,5} \right)^{0,28}} = 0,60 \text{ м},$$

За формулою (1.4) розраховуємо сумарну ширина усіх відділень відстійника:

$$\sum B = \frac{1000 \cdot 0,72}{5 \cdot 3,5} = 41,1 \text{ м}.$$

Визначаємо кількість число відділень відстійника n (не менше двох):

$$n = \frac{41,1}{7} = 5,87$$

Приймаємо кількість відділень відстійника $n = 5$.

Перевіряємо швидкість робочого потоку за формулою (1.6):

$$v_w = \frac{1000 \cdot 0,72}{3,5 \cdot 7 \cdot 5} = 5,88 \text{ мм/с}.$$

Розрахована швидкість перебуває в діапазоні 5 ... 10 мм/с, що є прийнятним.

Оскільки швидкість робочого потоку $v_w = 5$ мм/с, згідно таблиці 1.3 величина турбулентної складової $v_{tb} = 0$ мм/с.

Знаходимо довжину відстійника за рівнянням (1.7):

$$L_{set} = \frac{5,88 \cdot 3,5}{0,5 \cdot (0,60 - 0)} = 68,6 \text{ м}.$$

Приймаємо довжину відстійника $L_{set} = 70$ м.

Приймаємо – висоту борту над шаром води $H_1 = 0,3$ м, а висоту нейтрального шару (від дна на виході) $H_2 = 0,3$ м.

Тоді згідно рівнянню (1.8) будівельна висота відстійника на виході:

$$H = 3,5 + 0,3 + 0,3 = 4,1 \text{ м}.$$

Методику розрахунку вертикального відстійника розглянемо для апарату з круглим у плані резервуар з конічним дном та центральною трубою всередині, по якій до апарату потрапляє забруднена вода (рис. 1.3). Для запобігання збуренню осаду на виході з труби розташований конусний відбивний щит. Прояснена вода видаляється за допомогою периферійного збірного лотка, а речовини, що спливають – за допомогою кільцевого лотка.

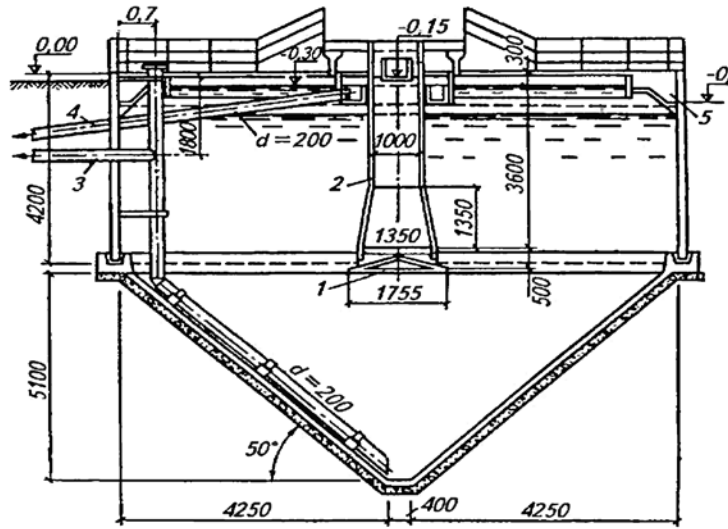


Рис. 1.3. Вертикальний відстійник: 1 – відбивний щит; 2 – центральна труба; 3, 4 – труби випуску осаду; 5 – збірний лоток.

Приймаємо кількість відділень відстійників n (не менше двох).

Розраховуємо діаметр центральної труби d_{en} , м:

$$d_{en} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{\max}}{\pi \cdot v_{en} \cdot n}} \quad (1.9)$$

де $v_{вх}$ – швидкість підведення води у трубу, що приймається не менше 0,03 м/с.

Визначивши діаметр центральної труби, знаходимо діаметр відстійника, м:

$$D_{set} = \sqrt{\frac{4000 \cdot q_{\max}}{\pi \cdot n \cdot K_{set} (u_0 - v_{tb})}} + d_{en}^2 \quad (1.10)$$

Величину v_{tb} , мм/с знаходимо аналогічно розрахунку горизонтального відстійника.

Діаметр розтруба d_p , м :

$$d_p = 1,35 \cdot d_{en} \quad (1.11)$$

та відповідно відбивного щита $d_{щ}$, м:

$$d_{щ} = 1,3 \cdot d_p \quad (1.12)$$

Висота щілини між низом центральної труби та поверхні відбивного щита, м:

$$H_1 = \frac{q_{\max}}{\pi \cdot d_p \cdot v_{щ} \cdot n} \quad (1.13)$$

де $v_{\text{ш}} = 0,2$ мм/с – швидкість руху в щілині потоку.

Загальна висота циліндричної частини відстійника $H_{\text{ц}}$, м:

$$H_{\text{ц}} = H_{\text{set}} + H_1 + H_2 + H_3 \quad (1,14)$$

де H_2 – висота нейтрального шару між низом відбивного щита та шаром осаду, що дорівнює 0,3 м; H_3 – висота борту відстійника, яка складає 0,5 м.

Висота конічної частини відстійника $H_{\text{к}}$, м:

$$H_{\text{к}} = 0,5 \cdot D_{\text{set}} \cdot \text{tg} \alpha \quad (1,15)$$

Тоді загальна висота вертикального відстійника складається з суми циліндричної та конічної частин, м:

$$H = H_{\text{ц}} + H_{\text{к}} \quad (1,16)$$

Розрахунок радіальних відстійників містить схожі залежності, з якими використовуються при проектуванні горизонтальних та вертикальних апаратів. Причиною цього – форма резервуарів таких відстійників, яка є круглою в плані, подача води у радіальні відстійники здійснюється є центральною, а потім рідина радіально рухається до периферії (рис. 1.4). Швидкість її при цьому поступово зменшується. Прояснена вода видаляється через розташований на периферії збірний лоток, а осад встановленими на обертовій фермі скребками спрямовується у приямок. Для забезпечення рівномірного руху по перерізу відстійника та запобігання утворенню місцевих завихрення потоку рідини розроблено радіальні відстійники з периферійною подачею забрудненої води.

Аналогічно відстійникам іншим типу приймаємо кількість відділень відстійників n (не менше двох).

Формула визначення діаметру відстійника, D_{set} , м, (1.10) приймає вигляд:

$$D_{\text{set}} = \sqrt{\frac{4000 \cdot q_{\text{max}}}{\pi \cdot n \cdot K_{\text{set}} (u_0 - v_{\text{tb}})}} \quad (1,17)$$

Далі визначається швидкість потоку на середині радіуса відстійника, v , м/с:

$$v = \frac{2 \cdot q_{\text{max}}}{\pi \cdot H_{\text{set}} \cdot D_{\text{set}} \cdot n}, \quad (1,18)$$

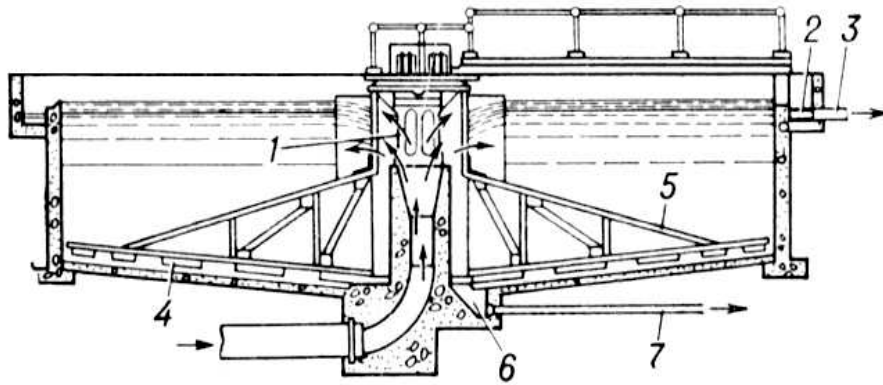


Рис 1.4. Радіальний відстійник: 1 — центральна розподільна труба; 2 — збірний лоток; 3 — труба; 4 — скребки; 5 — рухлива ферма; 6 — прямок; 7 — мулова труба.

Результат повинен бути у діапазоні 5...10 мм/с швидкості (табл. 1.2). Якщо ця умова не виконується, необхідно змінити кількість відділень та повторити розрахунок.

Повна будівельна висота відстійника на виході H , м, визначається за формулою (1.8).

Практичне заняття 2.

Розрахунок швидких фільтрів.

Швидкі фільтри використовують для доочищення вод. За способом подолання опору фільтрувального шару зернисті фільтри поділяються на безнапірні (відкриті) та напірні (закриті). У першому типі фільтрів рух води забезпечується різницею рівнів води, а у другому типу – насосом. Тип фільтру залежить від схеми очищення. Характеристики зернистих фільтрів (вид завантаження, крупність зерен и висота шару) та відповідна швидкість фільтрування показані у таблиці 2.1.

Розглянемо швидкий безнапірний фільтр з двохшаровим завантаженням. Вигляд цього фільтра показано на рис. 2.1. У прямокутний залізобетонний резервуар завантажують кварцовим піском та дробленим керамзитом, які укладені на підтримуючий шар гравію. Забруднена вода проходить через фільтрувальні

шари та підтримувальний шар, а далі профільтрована вода збирається системою перфорованих труб. По дренажній системі чиста вода

Таблиця 2.1

Класифікація зернистих фільтрів для очищення води.

Швидкі фільтри	Характеристика фільтрувального шару					Швидкість фільтрування, м/год	
	Матеріал загрузки	Діаметр зерен, мм		Коефіцієнт неоднорідності завантаження	Висота шару H_3 , м	Нормальний режим	Форсований режим
		$d_{\text{ч}}$	$d_{\text{скв}}$				
Одношарові швидкі фільтри	Кварцовий пісок	0,5...1,2	0,7...0,8	1,8...2	0,7...0,8	5...6	6...7,5
		0,7...1,6	0,8...1	1,6...1,8	1,3...1,5	6...8	7...9,5
		0,8...2	1...1,2	1...1,7	1,8...2	8...10	10...12
	Дроблений керамзит	0,5...1,2	0,7...0,8	1,8...2	0,7...0,8	6...7	7...9
		0,7...1,6	0,8...1	1,6...1,8	1,3...1,5	7...9,5	8,5...11,5
		0,8...2	1...1,2	1,5...1,7	1,8...2	9,5...12	12...14
Фільтри з двошаровим завантаженням	Кварцовий пісок (нижній шар)	0,5...1,2	0,7...0,8	1,8...2	0,7...0,8	7...10	8,5...12
	Дроблений керамзит, антрацит(верхній шар)	0,8...1,8	0,9...1,1	1,6...1,8	0,4...0,5		
Напірні фільтри	вертикальні	0,8...1,8	0,9...1,1	-	1,2	10...12	-
	горизонтальні	0,8...1,8	0,9...1,1	-	0,75		

відводиться у резервуар чистої води, звідки надходить на наступний апарат очищення. Після забруднення фільтрувальних шарів, необхідно їх промивати зворотною течією води (через 10 – 12 годин). Промивна вода збирається жолобами та відводиться в канал або карман і процес фільтрування продовжується.

Загальна площа фільтрування безнапірних швидких фільтрів, м²:

$$F_{\phi} = \frac{Q_{\text{доб}}}{T \cdot v_n - 3,6 \cdot n \cdot w \cdot t_1 - n \cdot t_2 \cdot v_n}, \quad (2.1)$$

де $Q_{\text{доб}}$ - розрахункова продуктивність системи м³/добу; T – тривалість роботи станції протягом доби, год.; v_n – розрахункова швидкість фільтрування при нормальному режимі експлуатації, м/год.; n – кількість промивок одного фільтра

за добу при нормальному режимі експлуатації, а при цілодобовій роботі приймаємо $n = 2$; w – інтенсивність промивки фільтру у діапазоні 14...16 , л/(с·м²) ; t_1 – тривалість промивки, що дорівнює 0,1 год.; t_2 – час простій фільтра внаслідок промивкою водою , що дорівнює 0,33 год.

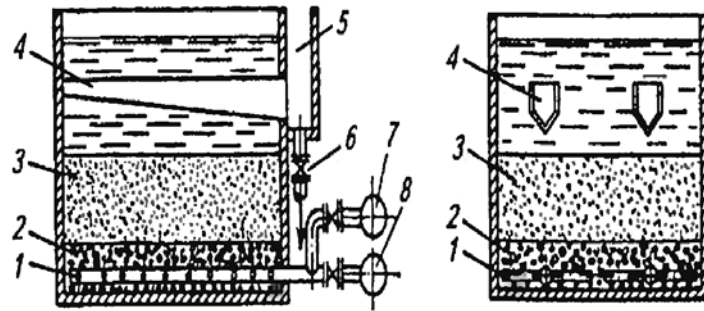


Рис. 2.1. Схема відкритого безнапірного фільтра.

1 – дренажна система; 2 – підтримувальний шар; 3 – фільтрувальні шари; 4 – збиральний жолоб; 5 – розподільний канал; 6 – відведення промивної води; 7 – трубопровід подачі промивної води; 8 – трубопровід профільтрованої води.

Знаходимо кількість фільтрів:

$$N_{\phi} = 0,5 \cdot \sqrt{F_{\phi}} \quad (2.2)$$

Швидкість фільтрування води при форсованому режимі, м/год:

$$v_{\phi} = v_n \frac{N}{N_{\phi} - N_1} \quad (2.3)$$

де N_1 – кількість фільтрів, що перебуває у ремонті (при $N_{\phi} < 20$, $N_1 = 1$).

Приймаємо конструкцію фільтру. Характеристики завантаження визначаємо за табл.1.1. Якщо площа фільтра не перевищує 30 м² застосовують фільтри з бічним карманом (каналом), у випадку перевищення 30 м² – використовують конструкцію з центральним карманом.

Площа одного фільтра, м²:

$$F_{\phi 1} = F / N \cdot \quad (2.4)$$

Приймаємо розміри сторони фільтра ($A \times B$), м.

Висота фільтрів приймається кратною 0,6 з умови монтажу із збиральних елементів. Висота фільтру, м, складає:

$$H = H_{\text{пш}} + H_3 + H_{\text{в}} + H_{\text{с}} \quad (2.5)$$

де $H_{\text{пш}}$ – висота гравійних підтримувальних шарів; H_3 – висота завантаження фільтру; $H_{\text{в}}$ – розрахункове перевищення рівня води у фільтрі над поверхнею завантаження; $H_{\text{с}}$ – перевищення бортів фільтра над розрахунковим рівнем води.

У фільтрі необхідно розрахувати дренажну систему, що необхідна для рівномірного розподілу промивної води по площі апарату.

Витрати промивної води на вході у розподільну систему, $\text{м}^3/\text{с}$, складає:

$$Q_{\text{пр}} = F_{\text{фл}} \cdot w \cdot 10^{-3} \quad (2.6)$$

Для фільтрів з бічним карманом використовують як колектори труби. Діаметр труби, м, визначаємо за формулою:

$$D_{\text{вн}}^{\text{кол}} = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{\text{пр}}}{\pi \cdot v_{\text{кол}}}} \quad (2.7)$$

де $v_{\text{кол}}$ – швидкість руху води у колекторі, приймається у діапазоні $0,8 \div 1,2$ м/с.

Приймаємо стандартний внутрішній діаметр $D_{\text{вн}}^{\text{кол}}$ та відповідно зовнішній діаметр $D_3^{\text{кол}}$ колектора. З урахуванням отриманими розмірами уточнюють швидкість води, м/с, у колекторі:

$$v_{\text{кол}} = \frac{4 \cdot Q_{\text{пр}}}{\pi \cdot (D_{\text{вн}}^{\text{кол}})^2} \quad (2.8)$$

та перевіряємо відповідність отриманої величини швидкості рекомендованій.

Визначивши зовнішній діаметр $D_3^{\text{кол}}$ колектора та розміри фільтра $A \times B$, м, у плані, знаходимо довжину, м, одного відгалуження:

$$l_{\text{відг}} = \frac{A - D_3^{\text{кол}}}{2} \quad (2.9)$$

Кількість відгалужень на кожному фільтрі, якщо крок вісі відгалужень $z = 0,26$ м та знаючи ширину апарату складе:

$$n_{\text{відг}} = \frac{2 \cdot B}{z} \quad (2.10)$$

Діаметр сталевих труб відгалужень приймаємо $d_{\text{відг}}$, м (Таблиця 1 Додатку), а діаметр одного отвору d_o у нижній частині відгалужень повинен бути рівним 0,010...0,014 м.

З кожного боку колектора розміщують по половині відгалужень. Швидкість входу промивної води у відгалуженнях $v_{\text{відг}}$, м/с:

$$v_{\text{відг}} = \frac{Q_{\text{пр}}}{n_{\text{відг}} \cdot \pi \cdot (d_{\text{відг}})^2} \quad (2.11)$$

Площа одного отвору f_o , м², складає:

$$f_o = 0,785 \cdot d_o^2 \quad (2.12)$$

Загальна площа отворів у фільтрі $\sum f_o$, м²:

$$\sum f_o = \frac{m_o \cdot F_{\phi 1}}{100} \quad (2.13)$$

де m_o – відношення площі усіх отворів на відгалужень розподільний системі до площі фільтру (0,25 ... 0,3 %).

Загальна кількість отворів у розподільній системі кожного фільтра:

$$n_o = \sum f_o / f_o \quad (2.14)$$

Крок вісі отворів e_o , м:

$$e_o = l_{\text{відг}} / n_{\text{відг1}} \quad (2.15)$$

де кількість отворів на кожному відгалуженні $n_{\text{відг1}}$ дорівнює $n_o / n_{\text{відг}}$.

Потім проводять розрахунок пристроїв збирання та відведення води при промиванні фільтра.

Витрати води, приходяться на 1 жолоб, м³/с:

$$Q_{\text{ж}} = Q_{\text{пр}} / n_{\text{ж}} \quad (2.16)$$

де $n_{\text{ж}}$ – кількість жолобів для фільтрів з бічним карманом.

Розрахунок відстані між осями $e_{\text{ж}}$ (рекомендуються не більше 2,2 м) жолобів:

$$e_{\text{ж}} = A / n_{\text{ж}} \quad (2.17)$$

Ширина жолобу, м, знаходимо по формулі:

$$B_{\text{ж}} = K \cdot \sqrt[5]{\frac{Q_{\text{ж}}^2}{(1,57 + a)^3}} \quad (2.18)$$

де a – відношення висоти прямокутній частині жолоба до половині ширини, яка приймається у межах $1 \dots 1,5$; K – коефіцієнт, що дорівнюється для жолобів з трикутній основі – 2,1, а для напівкруглій основі – 2.

Висота прямокутній частині жолобу, м:

$$h_{\text{пр}} = 0,75 \cdot B_{\text{ж}} \quad (2.19)$$

Корисна висота жолоба, м, складе:

$$h = 1,25 \cdot B_{\text{ж}} \quad (2.20)$$

Конструктивна висота жолоба з урахуванням товщини стінки, м:

$$h_{\text{к}} = h + 0,08 \quad (2.21)$$

Висота кромки жолоба над поверхнею завантаження, м, знаходиться:

$$\Delta h_{\text{ж}} = 0,01 \cdot H \cdot e + 0,3 \quad (2.22)$$

де H – висота фільтрувального шару, м; e – відносне розширення фільтрувального завантаження, %.

Далі розраховують збиральний канал звідки промивна вода видаляється у стік.

Відстань від дна жолоба до дна бічного збирального каналу $H_{\text{кан}}$, м, повинна бути не менше:

$$H_{\text{кан}} = 1,73 \cdot \sqrt[3]{\frac{Q_{\text{кан}}^2}{g \cdot b^2}} + 0,2 \quad (2.23)$$

де $Q_{\text{кан}}$ – витрати води у каналі, м³/с приймаємо рівним $Q_{\text{пр}}$; $b_{\text{кан}}$ – мінімальна допустима ширина каналу (згідно з умовами експлуатації не менше 0,7 м).

Розміри поперечного перерізу $F_{\text{кан}} = H_{\text{кан}} \times H_{\text{кан}}$, м². Відтак швидкість руху води в кінці збирального каналу, м:

$$v_{\text{кан}} = Q_{\text{кан}} / F_{\text{пр}} \quad (2.24)$$

Тривалість роботи фільтру між двома промивками $T_{\text{р}}$, год:

$$T_{\text{р}} = T_0 - (t_1 + t_2 + t_3) \quad (2.25)$$

де T_0 – тривалість робочого фільтроциклу , який зазвичай дорівнює 8...12 год; t_3 – тривалість скидання першого фільтрату до стоку.

Витрати води на промивку фільтру, %:

$$P = \frac{w \cdot F_{\phi 1} \cdot v_n \cdot N \cdot 60}{1000 \cdot T_p \cdot Q_{\text{доб}}} \cdot 100 \text{ р} \quad (2.26)$$

Приклад 2. Розрахунок розмірів швидкого безнапірного фільтру з двохшаровим завантаженням та його розподільної системи.

Вихідні дані: розрахункова продуктивність системи $Q_{\text{доб}}=40000\text{м}^3/\text{добу}$; тривалість роботи протягом доби $T = 24$ год.; розрахункова швидкість фільтрування $v_n=10$ м/год.; кількість промивок одного фільтра за добу $n = 2$; інтенсивність промивки фільтру $w=15$ л/(с·м²); тривалість промивки $t_1 = 0,1$ год.; час простою фільтра $t_2 = 0,33$ год.; швидкість руху води у колекторі $v_{\text{кол}}=1,0$ м/с, відношення площі усіх отворів на відгалужень розподільній системі до площі фільтру $m_0= 0,25$ %.

Розв’язок:

Знаходимо загальну площу фільтрування фільтрів за формулою (2.1):

$$F_{\phi} = \frac{20000}{24 \cdot 8 - 3,6 \cdot 2 \cdot 15 \cdot 0,12 - 2 \cdot 0,33 \cdot 8} = 115,1 \text{ м}^2$$

За рівнянням(2.2) знаходимо кількість фільтрів:

$$N_{\phi} = 0,5 \cdot \sqrt{115,1} = 5,36$$

Приймаємо кількість фільтрів $N_{\phi}= 6 < 20$ відповідно кількість фільтрів, що перебуває у ремонті $N_1=1$.

Тоді швидкість фільтрування води при форсованому режимі згідно (2.3):

$$v_{\phi} = 8 \cdot \frac{6}{6-1} = 9,6 \text{ м/год},$$

Що не перевищує 12 м/год.

Площу одного фільтра знаходимо по формулі

$$F_{\phi 1} = 111,5 / 6 = 19,3 \text{ м}^2 \quad (2.4)$$

Приймаємо розміри сторони фільтра ($A \times B$)=4,7х4,1 м.

Розраховуємо витрати промивної води на вході у розподільну систему за формулою (2.6):

$$Q_{\text{пр}} = 19,3 \cdot 15 \cdot 10^{-3} = 0,29 \text{ м}^3/\text{с}$$

Оскільки площа фільтра не перевищує 30 м² застосовують фільтри з бічним карманом використовують як колектори труби.

Діаметр труби, м, визначаємо за рівнянням (2.7):

$$D_{\text{вн}}^{\text{кол}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,29}{\pi \cdot 1,0}} = 0,597 \text{ м}$$

Приймаємо за таблицею 3.1 стандартний внутрішній діаметр $D_{\text{вн}}^{\text{кол}} = 0,600 \text{ м}$ та відповідно зовнішній діаметр $D_{\text{з}}^{\text{кол}} = 0,630 \text{ м}$ колектора.

Уточнюють швидкість води у колекторі по формулі (2.8):

$$v_{\text{кол}} = \frac{4 \cdot 0,29}{\pi \cdot (0,63)^2} = 0,93 \text{ м/с},$$

що відповідає допустимій швидкості.

Знаходимо довжину, м, одного відгалуження за залежністю (2.9) :

$$l_{\text{відг}} = \frac{4,7 - 0,63}{2} = 2,04 \text{ м}$$

Знаходимо кількість відгалужень на кожному фільтрі згідно рівнянні (2.10) :

$$n_{\text{відг}} = \frac{2 \cdot 4,1}{0,26} = 31,5$$

Приймаємо $n_{\text{відг}} = 32$. З кожного боку колектора розміщують по половині відгалужень.

Діаметр сталевих труб відгалужень приймаємо $d_{\text{відг}} = 0,065 \text{ м}$ (Таблиця 1 Додатку), а діаметр одного отвору у нижній частині відгалужень $d_o = 0,012 \text{ м}$.

Розраховуємо швидкість входу промивної води у відгалуженнях по формулі (2.11):

$$v_{\text{відг}} = \frac{0,29}{16 \cdot \pi \cdot (0,065)^2} = 1,37 \text{ м/с}$$

Площа одного отвору визначається за рівнянням (2.12):

$$f_o = 0,785 \cdot (0,012)^2 = 1,11 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$$

Знаходимо загальну площу отворів у фільтрі по залежності (2.13):

$$\sum f_o = \frac{0,25 \cdot 19,3}{100} = 0,048 \text{ м}^2$$

Визначаємо загальну кількість отворів у розподільній системі кожного фільтра згідно з (2.14):

$$n_o = 0,048 / 1,11 \cdot 10^{-4} = 434$$

Відтак кількість отворів на кожному відгалуженні $n_{\text{відг}}$ дорівнює $n_o / n_{\text{відг}} = 434 / 32$ і приймаємо - 14 шт.

Знаходимо крок вісі отворів по формулі (2.15):

$$e_o = 2,04 / 14 = 0,145 \text{ м}$$

Напірні фільтри поділяються на горизонтальні та вертикальні. Вигляд вертикального фільтра показано на рис. 2.2. У верхній центральній частині цих фільтрів встановлюють воронку широким кінцем вгору, або перфоровану трубу. Такий фільтр не має підтримувального шару, а фільтрувальний шар розташований на щільному або ковпачковому дренажі. З метою забезпечення промивання апарату у фільтрувальному завантаженні над основним дренажним фільтром встановлена розподільна система. При її роботі у промивання подають стисле повітря. Завантаження подається через верхній лаз, а вивантаження його проводиться через розвантажувальний штуцер.

Розглянемо особливості напірних фільтрів.

Загальна площа фільтрування напірних фільтрів, м^2 :

$$F_{\phi} = \frac{Q_{\text{доб}}}{T \cdot v_n - 3,6 \cdot n \cdot w \cdot t_1 - n \cdot t_2 \cdot v_n} \quad (2.27)$$

де w_1, w_2, w_3 – інтенсивність, $\text{л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$, відповідно при розпушуванні, водоповітряної промивки, відмивки; t_1, t_2, t_3 – тривалість при розпушуванні, водоповітряної промивки та відмивки відповідно, год.

Приймаємо величину фільтра D , м та знаходимо площу одного фільтра, м^2 :

$$F_{\phi 1} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (2.28)$$

Визначаємо кількість фільтрів:

$$N_{\phi} = F_{\phi} / F_{\phi 1} \quad (2.29)$$

Далі за формулою (2.6) розраховуємо витрати промивної води на вході у розподільну систему та діаметр колектора $D_{\text{вн}}^{\text{кол}}$, м, визначаємо за формулою (2.7). Потім приймаємо кількість відгалужень $n_{\text{відг}}$ та крок між осями труб.

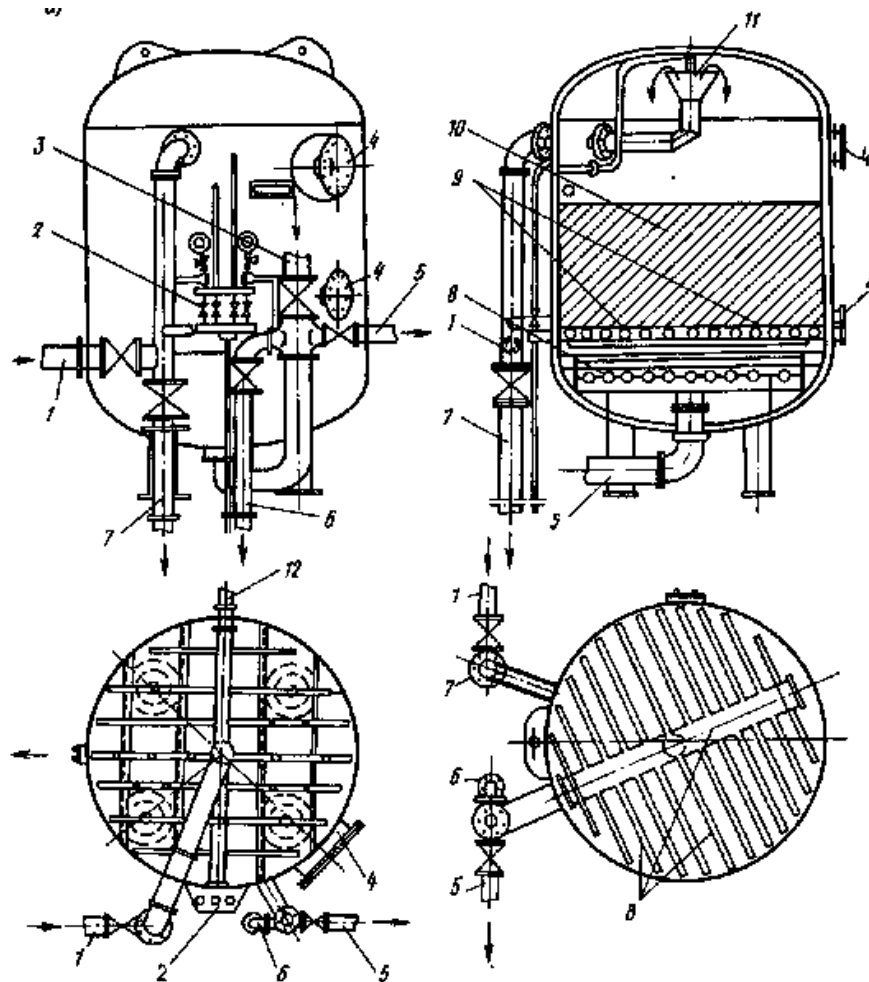


Рис. 2.2. Вертикальний напірний швидкий фільтр.

1,5 – відповідно подача забрудненої води та відведення фільтрату; 2 – пробовідбірники; 3,7 – відповідно подача та відведення промивних вод; 4– люки; 6 – скидання першого фільтрату; 8 – розподільна (дренажна) система; 9 – система розподілу повітря; 10 – фільтрувальне завантаження; 11 – розподільно – збірна воронка; 12– подача повітря.

На штуцерах відгалужень закріплюють щілинні дренажні ковпачки. Частка загальної площі щілин складає $m_{\text{щ}}^{\text{заг}} = (0,008...0,010)$ і відповідно необхідна сумарна площа $\sum f_{\text{щ}}^{\text{заг}}$, м дорівнює:

$$\sum f_{\text{щ}}^{\text{заг}} = \frac{m_{\text{щ}}^{\text{заг}} \cdot \pi \cdot (D_{\text{вн}}^{\text{кол}})^2}{4} \quad (2.30)$$

Приймаємо площу одної щілини $f_{\text{щ}}$, м² та знаходимо загальну кількість ковпачків у розподільній системі:

$$n_{\text{ковп}} = \sum f_{\text{щ}}^{\text{заг}} / f_{\text{щ}} \quad (2.31)$$

Розраховують сумарну довжину усіх відгалужень L , м, та середню відстань між дренажних ковпачках, м:

$$l_{\text{ковп}} = L / n_{\text{ковп}} \quad (2.32)$$

Кількість ковпачків залежить довжини труби (рис. 2.2).

Витрати промивної води на один ковпачок, м³/с дорівнює:

$$q_{\text{ковп}} = \frac{Q_{\text{пр}}}{n_{\text{ковп}}} \quad (2.33)$$

Швидкість проходження промивної води через щілини ковпачка, м/с:

$$v_{\text{щ}} = q_{\text{ковп}} / f_{\text{щ}} \quad (2.34)$$

Практичне заняття 3

Розрахунок гідравлічних змішувачів.

У процесах коагуляції забруднень стічних вод та очищенні питної води необхідно забезпечення рівномірного розподілення реагентів у потоці оброблюваній рідині. Змішувачі гідравлічного типу характеризуються утворенням турбулізації потоку шляхом збільшення швидкості води за допомогою місцевих опорів (діафрагм), а також вихрових, дірчастих та перегородковий апаратів.

Найпростішим є подавання реагенту до напірного трубопроводу, який повинний знаходитися на відстані не менш ніж 50 діаметрів від кінця трубопроводу. При цьому швидкість руху води в трубопроводі повинна бути не менш 1..1,5 м/хв., що створює турбулентність потоку. І відтак забезпечує повне змішування розчину з водою, а також сприяє більш повному протіканню подальших реакцій, Змішування повинно бути швидким та здійснюватись

протягом 1-2 хв. Іноді вводять розчин коагулянту у всмоктувальну трубу відцентрового насосу.

Найбільш зручний спосіб введення розчину реагенту в напірний трубопровід досягається за допомогою шайбового змішувача, тобто вставки-діафрагми, в якій створюється знижений тиск. Показані на рис. 3.1 шайбові змішувачі придатні до встановлення на водоочисних станціях практично будь-якої продуктивності.

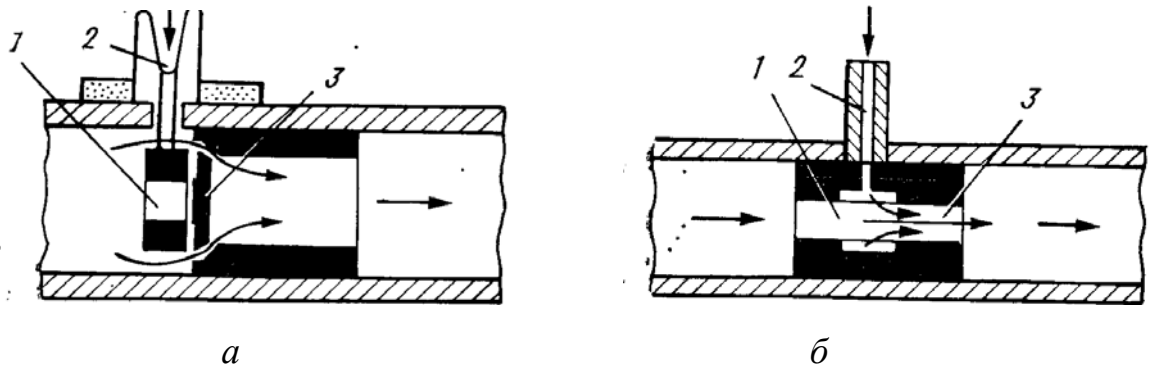


Рис. 3.1. Шайбові змішувачі

1 - розподільник реагенту; 2- подача реагенту; 3 – місцевий опір.

Вертикальний змішувач може бути застосований на водоочисних станціях як середньої так і великої продуктивності за умови, що на один змішувач буде припадати витрати води не більше ніж 1200..1500 м³/год. Таким чином на станції продуктивністю 100 000 м³/добу потрібно встановити три - чотири вертикальних змішувачі.

Розглянемо вертикальний вихровий змішувач (рис. 3.2), який складається з верхньої частини у вигляді призми (квадратної у плані) або циліндра, а також нижньої частини відповідно у вигляді піраміди чи конусу. Воду, яку очищують, подають знизу змішувача, туди ж підводять розчин коагулянту через спеціальні патрубки, розташовані з протилежного боку.

Центральний кут між похилими стінками змішувача повинен складати 30...40°. Швидкість води на вході складає 1,0...1,5 м/с, а швидкість висхідного руху води, яка повинна дорівнювати 25...40 мм/с. У результаті частинки коагулянту перебувають у завислому стані. Збирання води відбувається у верхній частині змішувача периферійним лотком через затоплені отвори або

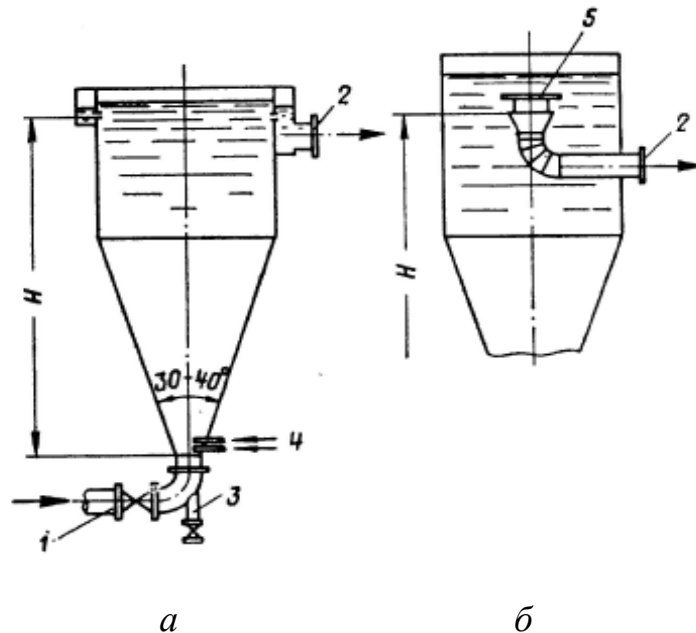


Рис. 3.2. Вихровий змішувач.

а- змішувач зі затопленими отворами; *б*- змішувач зі затопленою воронку.

1-підведення води; 2- відведення води; 3- випускання води; 4 – підведення реагентів; 5 – щиток для забезпечення від утворення повітряної воронки.

затоплену воронку.

Розрахунок вихрового змішувача з квадратичним перерізом та пірамідальною нижньою частиною розглядімо нижче.

Визначаємо площу горизонтального перерізу змішувача у його верхній частині, m^2 :

$$f_B = q_c / v_B \quad (3.1)$$

де q_c - секундні витрати води, m^3/c v_B - швидкість висхідного руху води, m/c .

Якщо прийняти верхню частину змішувача квадратною в плані, то сторона її буде мати розмір, m :

$$b_B = \sqrt{f_B} . \quad (3.2)$$

Трубопровід який подає оброблювану воду в нижню частину з вхідною швидкістю v_H , m , повинен мати внутрішній діаметр D , m :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot q_c}{\pi \cdot v_H}} \quad (3.3)$$

Далі згідно розрахунку по формулі (3.3) знаходимо по таблиці 3.1 внутрішній діаметр підведеного трубопроводу D та зовнішній діаметр труби D_n , м.

Таблиця 3.1

Внутрішній D та зовнішній діаметр D_n сталевих труб

$D, \text{мм}$	80	100	125	150	200	250	300	350	400	450	500	600
$D_n, \text{мм}$	98	108	133	159	219	273	325	377	426	478	530	630

Після цього, знаючи зовнішній діаметр підведеного трубопроводу D_n , , знаходимо розмір змішувача квадратною в плані нижньої частини змішувача в місці приєднання цього трубопроводу сторона її дорівнює $b_n = D_n$, м.

Відповідно площа нижньої частини зрізаної піраміди f_n , м^2 :

$$f_n = b_n^2 \quad (3.4)$$

Тоді висота нижньої (пірамідальної) частини змішувача дорівнює h_n , м:

$$h_n = \frac{0,5(b_b - b_n)}{\text{tg}(\alpha/2)}, \quad (3.5)$$

де α - центральний кут між похилими стінками змішувача, град.

Об'єм пірамідальної частини змішувача, м:

$$W_n = \frac{1}{3} h_n (f_n + f_b + \sqrt{f_n f_b}), \quad (3.6)$$

Повний об'єм змішувача, м^3 :

$$W = q_c \cdot \tau \quad (3.7)$$

де τ - тривалість змішування реагенту з масою води, яка приймається величиною не більше ніж 120 с.

Об'єм верхньої частини змішувача, м^3 :

$$W_b = W - W_n \quad (3.8)$$

Та знаючи W_b , знаходимо висоту верхньої частини змішувача, м:

$$h_b = W_b / f_b \quad (3.9)$$

Тоді повна висота змішувача, м, дорівнює:

$$h_c = h_n + h_b \quad (3.10)$$

Приклад 3. Розрахунок розмірів вихрового змішувача, з квадратною верхньою частиною.

Вихідні дані: витрати води $Q_{\text{год}} = 425 \text{ м}^3/\text{год.}$, тоді секундні витрати $q_c = 0,118 \text{ м}^3/\text{с}$; вхідна швидкість води $v_n = 1,2 \text{ м/с}$; величина центрального кута між похилими стінками $\alpha = 40^\circ$; швидкість висхідного руху води, яка дорівнює $v_b = 110 \text{ м/год.} = 0,031 \text{ м/с}$; тривалість змішування реагенту з масою води $\tau = 90 \text{ с}$.

Розв'язок:

За формулою (3.1) визначаємо площу горизонтального перерізу в верхній частині змішувача:

$$f_b = 0,118 / 0,031 = 3,8 \text{ м}^2$$

Знаходимо висоту квадратної верхньої частини змішувача згідно залежності (3.2):

$$b_b = \sqrt{3,8} = 1,95 \text{ м.}$$

Розраховую за рівнянням (3.3) внутрішній діаметр D :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,118}{3,14 \cdot 1,2}} = 0,353 \text{ м}$$

Згідно отриманим результатом по таблиці 3.1 знаходимо внутрішній діаметр підведеного трубопроводу $D = 0,350 \text{ м}$ та відповідно зовнішній діаметр труби $D_n = 0,377 \text{ м}$. Оскільки нижня частина змішувача в місці приєднання цього трубопроводу є квадратною, сторона її дорівнює $b_n = D_n = 0,377 \text{ м}$.

Відповідно площа нижньої частини зрізаної піраміди визначається за формулою (3.4):

$$f_n = 0,377^2 = 0,142 \text{ м}^2$$

Тоді висота нижньої (пірамідальної) частини змішувача розраховуються за рівнянням (3.5):

$$h_n = \frac{0,5 \cdot (1,95 - 0,377)}{\operatorname{tg}(40 / 2)} = 2,161 \approx 2,2 \text{ м} .$$

Знаходимо об'єм пірамідальної частини змішувача згідно з формулою (3.6):

$$W_n = \frac{1}{3} \cdot 2,2 \cdot (3,8 + 0,142 + \sqrt{3,8 \cdot 0,142}) = 3,43 \text{ м}^3 .$$

Розраховуємо повний об'єм змішувача за залежністю (3.7):

$$W = 0,118 \cdot 90 = 10,60 \text{ м}^3 .$$

Об'єм верхньої частини змішувача, м^3 , знаходимо за рівнянням (3.8):

$$W_b = 10,60 - 3,43 = 7,19 \text{ м}^3 .$$

Визначаємо висоту верхньої частини змішувача згідно формулою (3.9):

$$h_b = 7,19 / 3,8 = 1,9 \text{ м} .$$

Тоді повна висота змішувача, знаходиться за рівнянням (3.10):

$$h_c = 2,2 + 1,9 = 4,1 \text{ м} .$$

Визначення розмірів вихрового змішувача, круглого в плані перерізу та конічної нижньої частині проводиться аналогічно вихровій камері утворення пластівців, і формули (4.20) - (4.21) наведені у практичній роботі 4.

Збирання води відбувається в верхній частині змішувача периферійним лотком через затоплені отвори.

Вода, яка протікає по лоткам в напрямі бокового кармана, розділяється на два паралельних потоки. Тому розрахункові витрати кожного потоку лотка q_n , м, буде дорівнювати половині від q_c .

Тоді площа «живого перерізу» збірного лотка, м^2 , буде:

$$w_n = q_n / v_n , \quad (3.11)$$

де v_n - швидкість руху води в лотку, м/с.

Знаючи ширину лотку b_n , розраховують висоту шару води в лотку, м:

$$h_n = w_n / b_n \quad (3.12)$$

Площа усіх затоплених отворів в стінках збірного лотка, м^2 :

$$F_o = q_c / v_o \quad (3.13)$$

де v_o - швидкість руху води через отвори лотка.

Загальна потрібна кількість отворів:

$$n_o = F_o / f_o \quad (3.14)$$

Ці отвори розміщуються на боковій поверхні лотка на глибині h_o від верхнього краю лотка до осі отвору.

Внутрішній периметр лотка, м:

$$p_{\text{л}} = 4[b_{\text{в}} - 2(b_{\text{л}} + v_{\text{л}})] \quad (3.15)$$

Зі збірного лотка вода надходить до бокового карману. Розміри карману приймаються конструктивно таким чином, щоб розмістити трубу 2 відводу води (рис. 3.2), яка пройшла крізь змішувач. Далі вода протікає по відвідній трубі та подається до камери утворення пластівців.

Дірчасті змішувачі доцільно застосовувати на водоочисних станціях продуктивністю до 1000 м³/год. Їх конструкція показана на рис. 3.3. Головними елементами дірчастих змішувачів є лоток, у якому встановлено вертикальні перегородки, що мають декілька рядів отворів діаметром 20...120 мм. Така конструкція забезпечує утворення великою кількістю невеликих вихрів і таким чином сприяє ефективному змішуванню коагулянту з водою.

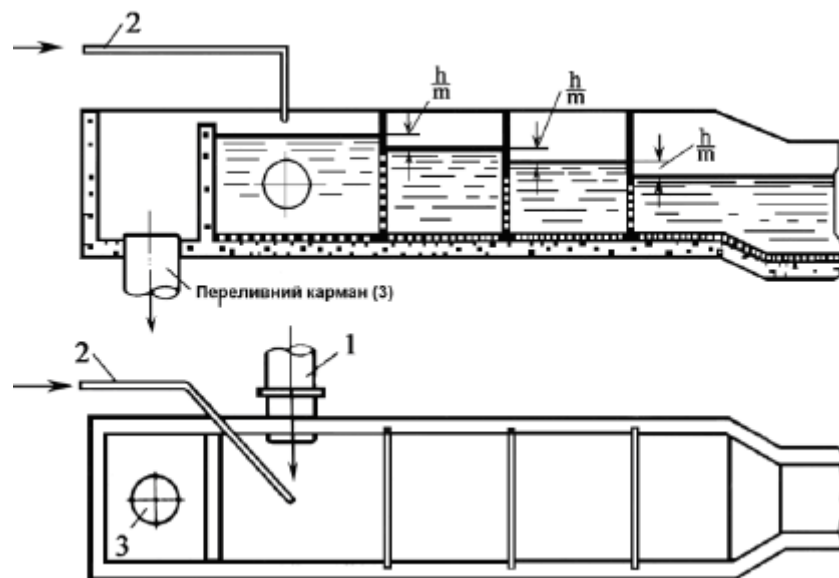


Рис. 3.3. Дірчастий змішувач.

1– надходження води; 2– підведення коагулянту; 3– перелив.

Кількість отворів у кожній у перегородці дорівнює:

$$n = \frac{4 \cdot q_c}{\pi \cdot v_o \cdot d_o^2}, \quad (3.16)$$

де v_o – швидкість руху води в отворах перегородок, м/с; d_o – діаметр отворів, м.

Втрати напору в отворах усіх перегородок, м:

$$\sum h = \frac{m \cdot v_o^2}{2g \cdot \mu^2}, \quad (3.17)$$

де m — загальна кількість перегородок у змішувачі; μ — коефіцієнт витрат.

Значення коефіцієнту витрат приймаємо в залежності відношення діаметру d_o до товщини перегородки δ , м. При відношенні $d_o^2 / \delta = 2$ коефіцієнт витрат має величину $\mu = 0,65$, а при $d_o^2 / \delta = 1$ — $\mu = 0,15$.

Тоді перепад рівня води за кожній перегородці, м:

$$h = \frac{\sum h}{m} \quad (3.18)$$

Площа горизонтального перерезу лотка у кінці змішувача $f_{\text{л}}$, м²:

$$f_{\text{л}} = q_c / v_{\text{л}}, \quad (3.19)$$

де $v_{\text{л}}$ – швидкість руху води у кінці змішувача, м/с.

Далі приймаємо висоту шару води після усіх перегородок H , м, тоді ширина лотка $b_{\text{л}}$, м.

$$b_{\text{л}} = f_{\text{л}} / H, \quad (3.20)$$

Відтак висота шару води перед кожною перегородкою, буде збільшувати на величину h/m (рис. 3.3), якщо рахувати від кінця змішувача.

Площа отворів, що приходить на одну перегородку f_o , м²:

$$f_o = n \cdot 0,785 \cdot d_o^2 \quad (3.21)$$

Оскільки сумарна площа отворів не повинна складати більше 30% від робочої площі перегородки, тому величина мінімальної необхідної площі перегородки приймаємо $f_{\text{п}} = f_o / 0,33$ м².

З метою запобігання насичення води бульбашками повітря, верхній ряд отворів має бути затоплений на глибину $h_{\text{п}}$ приймаємо у діапазоні 0,1... 0,15 м.

Знаходимо ширину змішувача b_c , м:

$$b_c = f_n / h_n , \quad (3.22)$$

Перегородковий змішувач може бути застосованим на водоочисних станціях продуктивністю не більш 500..600 м³/ год. Загальний вигляд цього апарату показан на рис. 3.4. У такому змішувачі всередині залізобетонного лотка прямокутного перерізу розташовано декілька перегородок. По черзі встановлюють перегородки з проходами для води, розміщені в центральній частині перегородок, а наступні - з двома бічними проходами для води, що приєднані до стінок лотка. Дякуючи такій конструкції змішувача виникає турбулентність потоку води, що забезпечує повне змішання реагенту з водою.

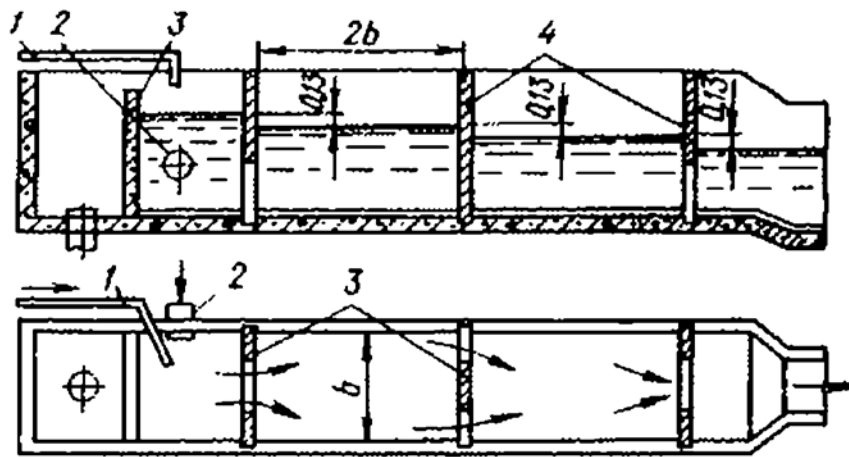


Рис. 3.4. Перегородковий змішувач.

1 – надходження води; 2 – підведення коагулянту; 3 – перелив; 4 – перегородки.

Визначаємо площу горизонтального перерізу лотка у кінці змішувача f_n , м², за рівнянням (3.19).

Далі приймаємо висоту шару висоту шару води після усіх перегородок $H=0,4...0,5$ м, тоді ширина лотка b_n , м, знаходимо за формулою (3.20).

Для розрахунку втрат напору в кожному звуженні змішувача h_c , м, використовується формула (3.17):

$$h_c = \frac{v_c^2}{2g \cdot \mu^2} \quad (3.23)$$

Тоді перепад рівня води за кожній перегородці $\sum h$, м, знаходяться з рівняння (3.18).

Площа бічних звужувань у центральних перегородках, де два проходи води, f_{c2} , м²:

$$f_{c2} = 0,5 \cdot q_c / v_c \quad (3.24)$$

Враховуючи, що глибина затоплення проходів $h_{\text{зат}}$, від рівня води до їх верху повинна бути принаймні 0,1...0,15 м, а висота шару води нижче від центральних перегородках дорівнює $H + h_c$ м.

Тоді висота кожного з двох бічних проходів $h_{\text{п}}$, м, у центральній перегородці складає:

$$h_{\text{п}} = H + h_c - h_{\text{зат}} \quad (3.25)$$

Відтак необхідна ширина кожного звуженого бічного проходу $b_{\text{п}}$, м, знаходять за формулою:

$$b_{\text{п}} = f_{c2} / h_{\text{п}} \quad (3.26)$$

Для перегородок, у яких передбачено один центральний звужений проходу, формула (3.24) визначення площі проходу приймає наступний вигляд:

$$f_{c1} = q_c / v_c \quad (3.24,a)$$

Аналогічно дірчастим змішувачам висота шару води перед кожною перегородкою буде збільшувати на величину h_c , рахуючи від кінця змішувача (рис 3.4). Ширина центрального прохода і, відповідно, висота звуженого проходу залежить від висоти шару води.

Відстань між перегородками по довжині змішувача приймається l , м:

$$l = 2 \cdot b_c, \quad (3.27)$$

де b_c – ширина змішувача.

Практичне заняття 4.

Розрахунок камери утворення пластівців.

Камери утворення пластівців є складовою частиною установок коагуляції шкідливих домішок і призначені для змішування води і забезпечення повнішої агломерації дрібних пластівців коагулянту з утворенням великих пластівців

гідроксидів металів із захопленими ними домішками. Такі агломерати є достатньо міцними і мають щільну структуру, і, відтак, краще осаджуються. Камери утворення пластівців встановлюють перед відстійниками: перед горизонтальними – перегородкові та вихрові, а перед вертикальними – коловоротні. В тих випадках, коли прояснення відбувається у апаратах із шаром завислого осаду, процес утворення пластівців досить ефективно протікає безпосередньо у шарі, а отже, камери утворення пластівців не використовуються.

В залежності від типу камери, формування пластівців і, відповідно, перебування у ній води може тривати від 6 до 30 хвилин. Інтенсифікація процесу у названих типах апаратів здійснюється за рахунок гідравлічного перемішування. Значно рідше використовуються апарати з механічним перемішуванням. При цьому занадто висока інтенсивність може призвести до руйнування утворених пластівців. Найкращі результати досягаються, якщо середній градієнт швидкості G лежить у інтервалі $25 \dots 50 \text{ с}^{-1}$. Технологічні параметри камер утворення пластівців пов'язані з градієнтом швидкості наступними співвідношеннями:

- для перегородкових камер:

$$G = \left\{ \frac{Q \cdot [n \cdot v_1^2 + (n-1) \cdot v_2^2]}{2W \cdot v} \right\}^{0,5} \quad (4.1)$$

- для коловоротних та вихрових камер:

$$G = \left(\frac{Q \cdot v^2}{2W} \right)^{0,5} \quad (4.2)$$

Тут Q – витрати води, $\text{м}^3/\text{с}$; n – кількість перегородок; v_1, v_2 – поперечна та поздовжня швидкості руху потоку, $\text{м}/\text{с}$; W – об'єм камери, м^3 ; v – кінематична в'язкість води, $\text{м}^2/\text{с}$; v – швидкість води на вході у камеру.

З метою запобігання руйнуванню пластівців під час відведення води з камер утворення пластівців у відстійники камери зазвичай суміщають з відстійниками у одну споруду. У цих спорудах камери утворення пластівців вбудовані у відстійники або безпосередньо прилягають до них. З тієї ж причини швидкість

руху води у збірних лотках, трубах та отворах розподільних перегородок не повинна перевищувати 0,1 м/с для каламутних вод та 0,05 м/с для кольорових вод.

Перегородкові камери утворення пластівців обладнано вертикальними або горизонтальними перегородками, які змушують воду змінювати напрям свого руху, що забезпечує необхідне змішування води (рис. 4.1). Перегородкові камери з вертикальною циркуляцією води доцільно застосовувати при витратах води завбільшки 6000 м³/ добу, а камери з горизонтальною циркуляцією – при продуктивності за водою, що найменш 40000–45000 м³/ добу.

Втрата напору в такій камері визначається за формулою

$$h_k = 0,15v^2 \cdot m, \quad (4.3)$$

де v – швидкість руху води в камері; m – загальна кількість поворотів потоку.

Об'єм камери:

$$W = \frac{Q_{\text{год}} \cdot \tau}{60} \quad (4.4)$$

де $Q_{\text{год}}$ – витрати води м³/ год; τ – час перебування води у камері (для каламутних вод складає близько 20 хвилин, для кольорових – 30 хвилин).

Висота камери утворення пластівців H , м, приймається згідно з висотною схемою очисної станції. Рекомендується приймати висоту камери приблизно рівною висоті горизонтального відстійника до якого вона прилягає. Зазвичай H дорівнює 2÷3,5 м.

Площа камери в плані, м²:

$$F = W / H, \quad (4.5)$$

Швидкість руху води в камері v приймаємо згідно будівельних норм рівною 0,2÷0,3 м/с.

Далі для камер з вертикальною циркуляцією визначають площу однієї комірки, м²:

$$f = \frac{Q_{\text{доб}}}{3600 \cdot v}, \quad (4.6)$$

Кількість комірок у камері:

$$n = F / f \quad (4.7)$$

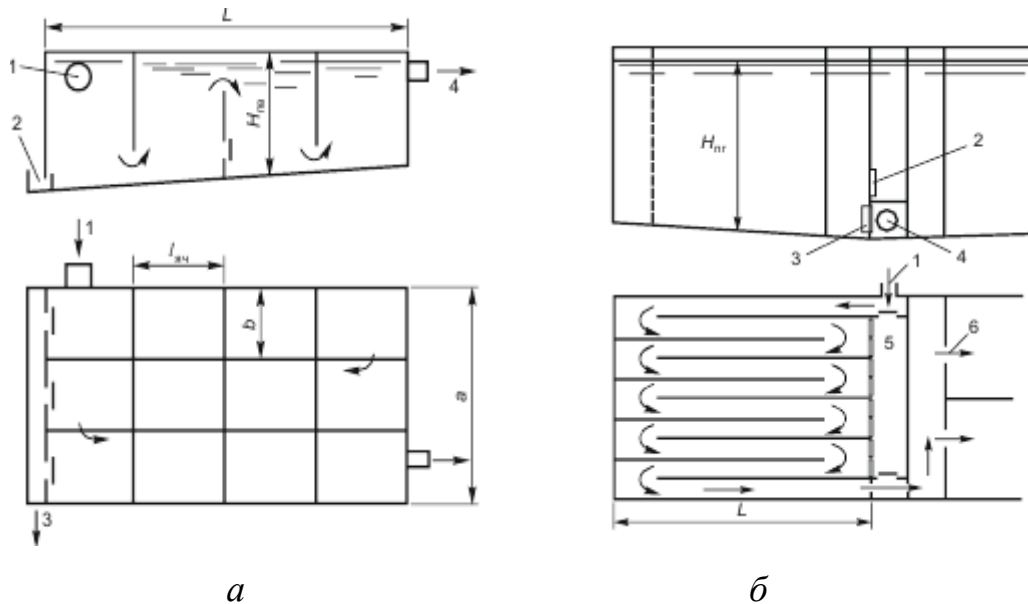


Рис. 4.1. Перегородкові камери утворення пластівців.

а – з вертикальними перегородками : 1–трубопровід підведення води; 2 – лоток каналізації; 3 – випуск осаду; 4 – трубопровід відведення води.

б – з горизонтальними перегородками: 1 –трубопровід підведення води; 2 – шибер; 3 – шибер каналізаційній системи; 4 – випуск; 5 – обвідний канал; 6 – подача води у відстійник.

Після цього виконують компоновання комірок: приймають їх кількість по ширині $n_{\text{ш}}$ та довжині $n_{\text{д}}$ камери.

В кожному ряді по ширині камери розміщуємо по 6 ямок по довжині камери, розміщуємо по 11 лунок.

Загальна кількість поворотів потоку в камері m приймають в межах від 8 до 10 і визначають за формулою:

$$m = \frac{n}{n_{\text{ш}}} - 1 , \quad (4.8)$$

Далі задаються довжиною комірки S і її шириною b (розмір комірки повинен бути не менш ніж $0,7 \times 0,7 \text{ м}$).

Повна ширина камери утворення пластівців B , м:

$$B = n_{\text{ш}} \cdot b , \quad (4.9)$$

а довжина камери L , м:

$$L = n_{\text{д}} \cdot S \quad (4.10)$$

Дійсна швидкість руху води у камері з урахування товщини перегородок, м/с:

$$v_d = \frac{Q_{\text{год}}}{3600 \cdot 0,8 \cdot S \cdot b} \quad (4.11)$$

Коловоротні камери утворення пластівців зазвичай мають вигляд вертикального циліндра, розташованого у центрі вертикального відстійника (рис. 4.2). Суміш води з коагулянтами надходить у камеру через насадки (сопла), розташовані на кінці підвідного трубопроводу відстані 0,2 діаметра камери від її стінки та на глибині 0,5 м від поверхні води. Насадки встановлені тангенціально, так що вода, виходячи з них з великими швидкостями, набуває усередині камери обертального (коловоротного) руху, що забезпечує перемішування. Для гасіння обертального руху води у нижній частині камери утворення пластівців встановлюють ґрати із щитів висотою 0,8 м з розміром комірок у плані 0,5 × 0,5 м. На сьогодні вертикальні відстійники застосовують тільки на водоочисних станціях продуктивністю не більше 3000 м³/добу, що й визначає межу застосування коловоротних камер.

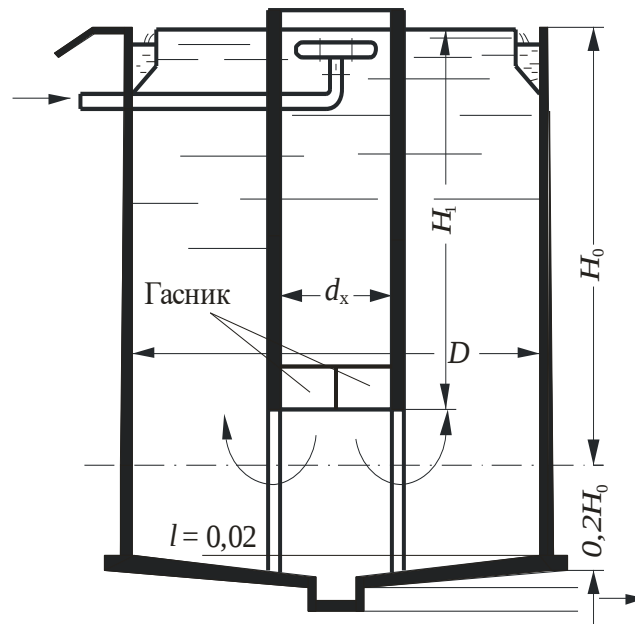


Рис 4.2. Схема коловоротної камери утворення пластівців, суміщеної з вертикальним відстійником.

Втрата напору в соплі, м, визначається за формулою:

$$h_c = 0,06 v_{\phi}^2 \quad (4.12)$$

де v_ϕ - фактична швидкість виходу води з сопла.

Секундна витрата води, що надходить до однієї камери, м/с:

$$q_{\text{сек}} = \frac{Q_{\text{год}}}{N \cdot 3600} \quad (4.13)$$

Площа однієї коловоротної камери (у плані), м:

$$f_k = \frac{Q_{\text{год}} \cdot \tau_k}{60 \cdot H_1 \cdot N} = \frac{60 \cdot q_{\text{сек}} \cdot \tau_k}{H_1 \cdot N} \quad (4.14)$$

де τ_k - час перебування води в камері зазвичай приймається 15–20 хв; H_1 - висота камери в м; приймається $H_1 = 0,9 \cdot H_0$; H_0 - висота зони осадження вертикального відстійника; зазвичай приймається $H_0 = 4 \div 5$ м; N – розрахункова кількість вертикальних відстійників (і камер утворення пластівців).

Діаметр коловоротної камери утворення пластівців:

$$d_k = \sqrt{\frac{4 \cdot f_k}{\pi}} \quad (4.15)$$

Швидкість підведення води у камеру утворення пластівців $v_{\text{вх}}$ приймається у межах $0,8 \div 1$ м/с.

Діаметр підвідного трубопроводу, м, визначаємо за формулою:

$$d_{\text{п}} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{\text{сек}}}{\pi \cdot v_{\text{вх}}}} \quad (4.16)$$

Отримане значення діаметру трубопроводу округляють до нормативного.

Необхідний діаметр сопла, м:

$$d_c = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{\text{сек}}}{\pi \cdot \mu \cdot v_c}} \quad (4.17)$$

де $\mu = 0,908$ – коефіцієнт витрат для конічної насадки з кутом конусності $\beta = 25^\circ$;

$v_c = 2 \div 3$ м/с – швидкість води на виході з сопла.

Довжина сопла, що відповідає куту конусності $\beta = 25^\circ$, м.

$$l_c = \frac{d_c}{2} \operatorname{ctg} \frac{\beta}{2} \quad (4.18)$$

Фактична швидкість виходу води із сопла, м/с:

$$v_{\phi} = \frac{4 \cdot q_{\text{сек}}}{\pi \cdot d_c^2 \cdot \mu} \quad (4.19)$$

Приклад 4. Розрахувати коловоротну камеру утворення пластівців, вбудовану у вертикальний відстійник.

Вихідні дані: Витрати стічних вод $Q_{\text{год}} = 50 \text{ м}^3/\text{год.}$; тривалість осадження $t_{\text{ос}} = 2,5 \text{ год.}$

Розв’язок:

У відповідності до наведених вище рекомендацій приймаємо: висота зони осадження вертикального відстійника $H_0 = 5 \text{ м}$; тривалість перебування води у камері $t_{\kappa} = 20 \text{ хв}$; швидкість підведення води у камеру $v_{\text{вх}} = 1,0 \text{ м/с}$; швидкість виходу води з сопла $v_c = 2,5 \text{ м/с}$.

Висота коловоротної камери:

$$H_1 = 0,9 \cdot H_0 = 0,9 \cdot 5 = 4,5 \text{ м}$$

Секундні витрати води, що надходить до однієї камери знаходимо за формулою (4.13):

$$q_{\text{сек}} = \frac{50}{1 \cdot 3600} = 0,014 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Площа поперечного перерізу водоворотної камери згідно з рівнянням (4.14):

$$f_{\kappa} = \frac{60 \cdot q \cdot t_{\kappa}}{H_1} = \frac{50 \cdot 20}{60 \cdot 4,5 \cdot 1} = 3,7 \text{ м}^2$$

Діаметр коловоротної камери, м:

$$d_{\kappa} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,7}{3,14}} = 2,17 \text{ м}$$

Сопло розташовуємо на відстані $l_1 = 0,2 \cdot 2,17 = 0,43 \text{ м}$ від стінки камери.

Діаметр сопла камери визначаємо за формулою (4.17):

$$d_c = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,014}{3,14 \cdot 0,908 \cdot 2,5}} = 0,089 \text{ м}$$

Приймаємо $d_c = 0,09 \text{ м}$

Довжина сопла згідно з формулою (4.18):

$$l_c = \frac{0,09}{2} \cdot \operatorname{ctg} \frac{25^\circ}{2} = 0,203 \text{ м}$$

Приймаємо $l_c = 0,2 \text{ м}$

Фактичну швидкість виходу води з сопла знаходимо за формулою (4.19):

$$v_\phi = \frac{4 \cdot q_{\text{сек}}}{\pi \cdot d_c^2 \cdot \mu} = \frac{4 \cdot 0,014}{3,14 \cdot (0,09)^2 \cdot 0,908} = 2,42 \text{ м/с}$$

Втрати напору у соплі визначаємо за формулою (4.12):

$$h_c = 0,06 \cdot v_\phi = 0,06 \cdot (2,42)^2 = 0,35 \text{ м}$$

Діаметр підвідного трубопроводу:

$$d_{\text{п}} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{\text{сек}}}{\pi \cdot v_{\text{вх}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,014}{3,14 \cdot 1}} = 0,134 \text{ м}$$

Приймаємо $d_{\text{ex}} = 0,135 \text{ м} = 135 \text{ мм}$.

Об'єм зони осадження відстійника:

$$W_{\text{ос}} = Q_{\text{год}} \cdot t_{\text{ос}} = 50 \cdot 2,5 = 125 \text{ м}^3$$

Об'єм коловоротної камери :

$$W_{\text{к}} = f_{\text{к}} \cdot H_1 = 3,7 \cdot 4,5 = 16,65 \text{ м}^3$$

Діаметр відстійника, м:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot (W_{\text{ос}} + W_{\text{к}})}{\pi \cdot H_0}} = \sqrt{\frac{4(125 + 16,65)}{3,14 \cdot 5}} = 3,0 \text{ м}$$

Вихрові камери утворення пластівців проектують у вигляді залізобетонного конусу або пірамідального резервуару (рис.4.3). Їхня поперечний переріз нижньої частини збільшуються знизу вгору в напрямку руху води, а кут між похилими стінками складає 50...70°. Верхня частина камери має вертикальні стінки.

Вихрові камери утворення пластівців, як правило, проектують вбудованим у горизонтальний відстійник або утворюють блок з ним.

Швидкість надходження води у вихрові камери потрібно приймати від 0,7 м/с до 1,2 м/с включно, швидкість висхідного потоку (на рівні водозбірного пристрою) від 4 мм/с до 5 мм/с включно. Швидкість відведення води з вихрових камер утворення пластівців осаду у відстійники (у збірних лотках, трубах та

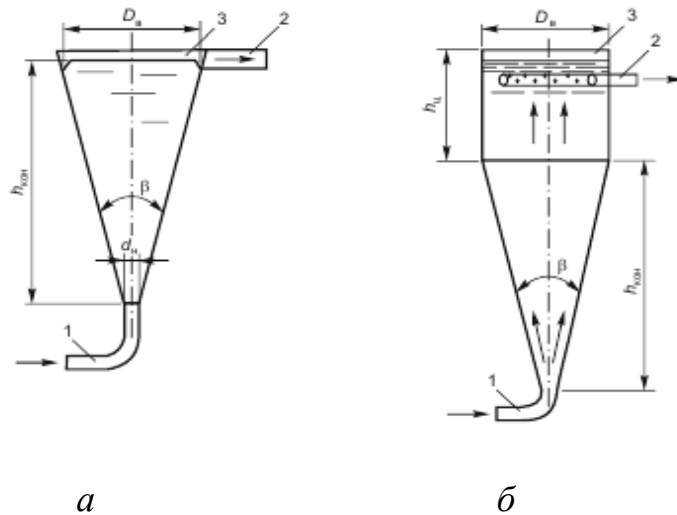


Рис. 4.3. Вихрові камери утворення пластівців.

а– з конічною верхньою частиною; б– з циліндричною верхньою частиною

1 – трубопровід підведення води; 2– трубопровід відведення води після камери утворення пластівців; 3– кільцевий жолоб.

отворах) слід передбачати не більше ніж 0,1 м/с для каламутних вод та 0,05 м/с для забарвлених вод. Час наявності води у вихрових камерах $\tau_k = 6 \dots 12$ хв. включно (нижня межа - для каламутних вод, верхня межа - для забарвлених вод).

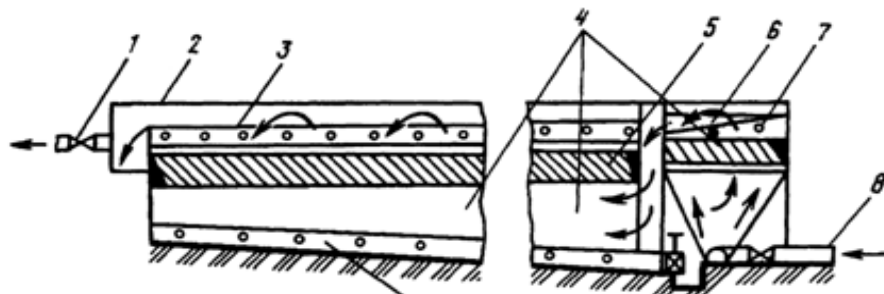


Рис. 4.4. Вихрова камера утворення пластівців, вбудований у горизонтальний відстійник.

1 – відведення проясненої води; 2– горизонтальний відстійник; 3 – лотки децентралізованого відбору проясненої води; 4 – зона проясненої води; 5 – тонкошарові модулі; 6– лотки для збирання та відведення води; 7 – вихрова камера; 8 – подавання вихідної води; 9– перфоровані труби для збирання та видалення осаду.

Розрахунок вихрової камери утворення пластівців конусного типу

починається з визначення об'єму камери W , м^3 за формулою (3.7).

Аналогічно вихровому змішувачу визначаємо площу горизонтального перерізу камери у її верхній частині f_b , м^2 за рівнянням (3.1).

Відповідно діаметр верхньої частини вихрової камери D_b , м :

$$D_b = \sqrt{\frac{4 \cdot f_b}{\pi}} \quad (4.20)$$

Далі згідно розрахунку по формулі (3.3) знаходимо по таблиці 3.1 внутрішній діаметр підведеного трубопроводу D , м .

Тоді площа нижньої частини зрізаного конусу f_n , м^2 :

$$f_n = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (4.21)$$

Висота конічної частини вихрової камери утворення нижньої частини дорівнює h_n , м :

$$h_n = \frac{0,5(D_b - D)}{\text{tg}(\beta / 2)}, \quad (4.22)$$

де β – кут конусності між похилими стінками нижньої частини, град.

Решта розмірів вихрової камери утворення пластівців знаходимо за рівняннями, наведеними у практичній роботі 3: об'єм конічної частини камери W_n – за (3.6), об'єм верхньої частини W_b (3.8); висота верхньої частини h_b – по (3.9), а повна висота змішувача h_k , м , визначається аналогічно (3.10).

Вода, що пройшла камери утворення пластівців, збирається верхнім кільцевим жолобом через затоплені отвори, які розташовані по периметру його внутрішньої стінки. Розміри жолоба визначається аналогічним формулам (3.11)-(3.14).

Периметр кільцевого жолоба по внутрішній стінки, м :

$$p_{\text{ж}} = \pi \cdot D_b \quad (4.23)$$

При розрахунку геометричних розмірів пірамідальної вихрової камери утворення пластівців використовують залежності (3.3) - (3.5), а також рекомендації приведені у практичній роботі 3.

Практичне заняття 5.

Розрахунок очищення стічних вод адсорберами.

Адсорбери використовуються у системах очищення стічних вод для остаточного вилучення забруднюючих речовин, що не були затримані на попередніх стадіях. Апарати, призначені для адсорбції розчинених речовин із водних розчинів, можна поділити за умовами контакту адсорбенту і забрудненої води на такі основні типи: з щільним шаром, псевдозрідженим шаром та з механічним або пневматичним перемішуванням. Адсорбери з щільним шаром поглинача, у свою чергу поділяються на апарати з нерухомим шаром та таким, що рухається.

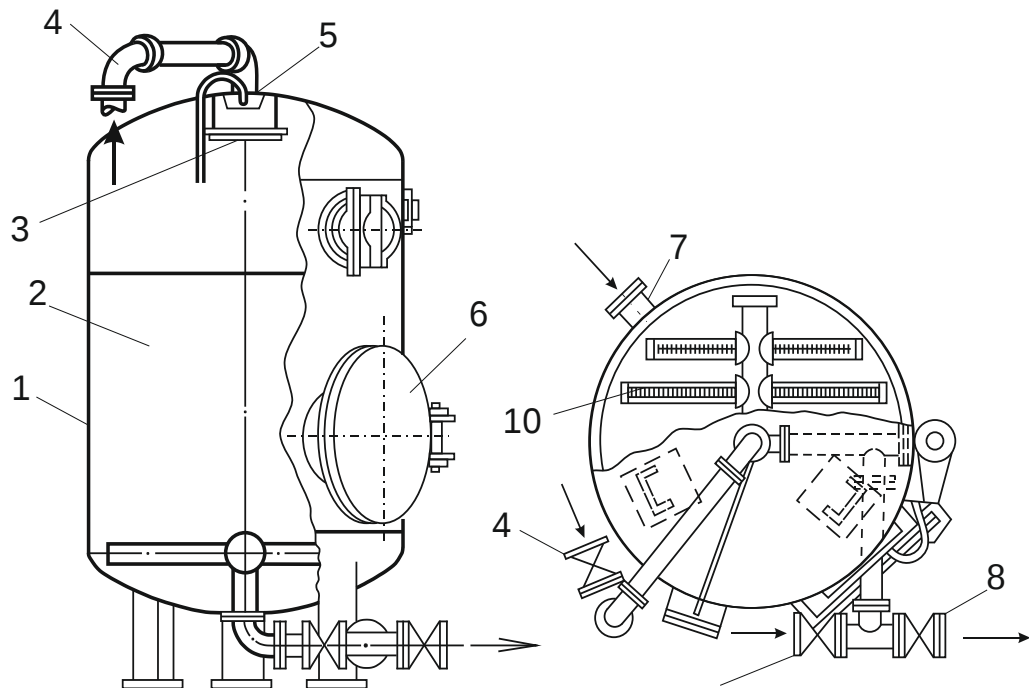


Рис. 5.1 Схема вертикального напірного адсорбера:

1 – корпус; 2 – нерухомий шар активованого вугілля; 3 – відбійник; 4 – трубопровід подавання стічної води, яка очищується; 5 – трубка для скидання повітря; 6 – люк; 7 – трубопровід гідро розвантаження активованого вугілля; 8 – технологія очищення стічних вод адсорбційними методами; 9 – трубопровід подавання води для спущування; 10 – розподільна система труб.

Типи апаратів з нерухомим шаром мають вигляд закритих циліндричних сталевих колон (рис. 5.1), що працюють під тиском (напірні), або відкритих резервуарів прямокутного чи круглого перерізу (безнапірні). Забруднена вода в цих адсорберах фільтрується крізь шар адсорбенту, рухаючись згори вниз, або знизу вгору. Після проскакування у фільтрат речовин, які вилучаються з води, процес припиняють і адсорбент піддають десорбції.

Апарати із щільним шаром, що рухається, поділяються за схемі переміщення води: під дією тиску або з механічним рухом. Вигляд адсорбера першого типу показано на рис. 5.2. Принцип цього апарату полягає у прямотечії: адсорбенту, якій завантажується у верхню частину колони та забрудненої води, яка рухається знизу вгору. Подача активного вугілля відбувається безперервно або періодично і, відповідно видаляється відпрацьований адсорбент. Вода проходить через шар поглинача та виводиться через встановлений у верхній частини апарату дренажний пристрій.

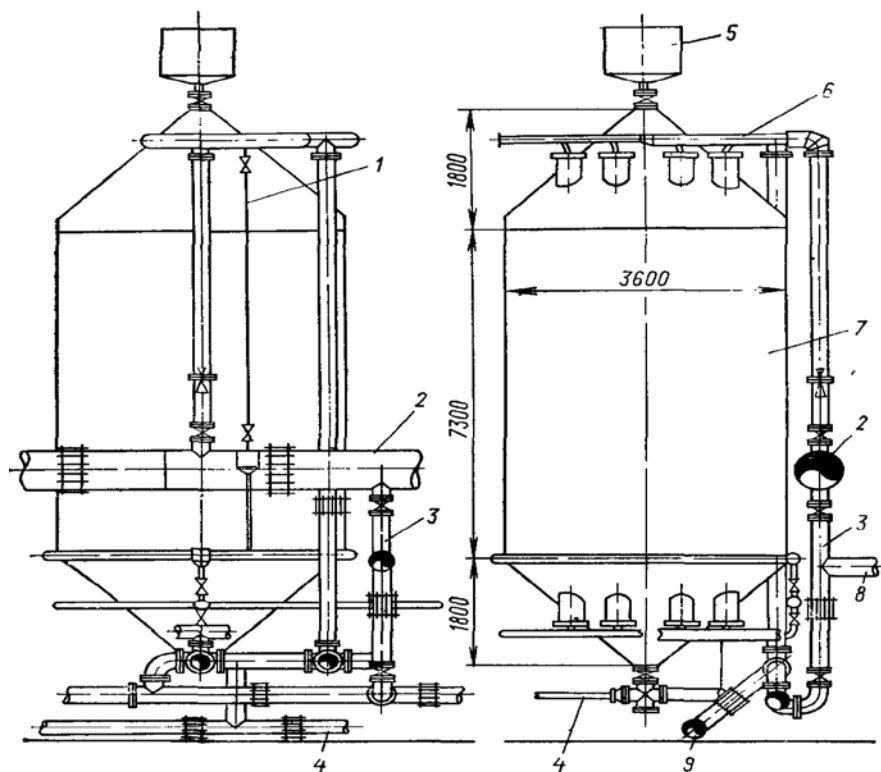


Рис. 5.2. Схема адсорбера з рухомим шаром адсорбенту:

1 – відбірник проб; 2 – колектор очищеної води ; 3 – байпас ; 4 – трубопровід відведення адсорбенту ; 5 – бункер адсорбенту; 6 – трубопровід очищеної води; 7 – адсорбер ; 8 – трубопровід стічної води; 9 – дренажний пристрій.

Розрахунок розмірів адсорберів починають із визначення загальної площі установки F_{ads} , м², за формулою:

$$F_{ads} = q_w / v \quad (5.1)$$

де q_w – витрати стічних вод, м³/год; v – швидкість потоку (≤ 12) м/год.

Далі обираємо конструкцію та площу поперечного перерізу одного адсорбера, f_{ads} , м², та розраховуємо мінімально необхідно кількість адсорберів, які працюють паралельно:

$$N_{ads} = \frac{F_{ads}}{f_{ads}} \quad (5.2)$$

Найточніший розрахунок висоти завантаження адсорбенту в адсорберах робиться по результатам моделювання адсорберу обраної конструкції для даної або аналогічної стічної води. На основі досліджень для адсорберів будують вихідну криву у вигляді графіку в системі координат: концентрація адсорбату в рідкій фазі C_i на вісі ординат і час t на вісі абсцис. Початком графіка є момент появи мінімальної проскокової концентрації, а кінцем – момент появи максимальної концентрації адсорбату у воді.

По даним вихідної кривій визначають довжини зони масопередачі H_m , м, між шарами чистого й відпрацьованого адсорбенту:

$$H_m = H_{tot} \frac{(t_{2ads} - t_{1ads})}{t_{1ads} + \zeta(t_{2ads} - t_{1ads})}, \quad (5.3)$$

H_{tot} – висота шару адсорбенту, м; ζ – фактор симетричності; t_{1ads} , t_{2ads} – час, с, до появи за шаром проскокової концентрації відповідно 0,05 та 0,95 від початкової.

Довжина зони масопередачі повинна бути меншою від загальної висоти завантаження на резервну висоту шару, та на висоту шару відпрацьованого адсорбенту. Тоді резервна висота завантаження H_z , м:

$$H_z = v \cdot \tau / \varepsilon \quad (5.4)$$

де v – швидкість водного потоку, м/с; τ – час, с; ε – порізність завантаження.

Тривалість роботи адсорберів до заміни адсорбенту t_{ads} , с, знаходять по вихідній кривій. Якщо ж вихідні криві та інші дані відсутні, розрахунок необхідного об'єму адсорбенту починають з визначення дози адсорбенту.

Для повного спрацювання ємності адсорбенту розрахунок мінімальної дози D_{sb}^{min} кг/м³, та максимальної дози D_{sb}^{max} кг/м³, ведеться по формулам:

— при вилученні одного компоненту та відомих характеристиках адсорбату и адсорбенту:

$$D_{sb}^{min} = \frac{0,47 \cdot V_m \cdot C_{en}^{0,667} \cdot C_{ex}^{0,178}}{0,09 \cdot K_p^{0,142} \cdot v_a^{0,991}} \quad (5.5)$$

— при вилученні багатоконпонентних забруднень та відсутності характеристиках адсорбату и адсорбенту:

$$D_{sb}^{min} = \frac{C_{en} - C_{ex}}{K_{sb} a_{sb}^{max}}, \quad D_{sb}^{max} = \frac{C_{en} - C_{ex}}{a_{sb}^{min}} \quad (5.6)$$

Тут V_m – молярний об'єм адсорбату, м³/моль; v_a – граничний адсорбційний об'єм, м³/кг; C_{en} , C_{ex} — концентрації забруднення речовини до та після очищення, кг/м³; K_p — константа адсорбційної рівноваги; K_{sb} — коефіцієнт вичерпання ємності приймається рівним 0,6...0,8; a_{sb}^{max} , a_{sb}^{min} – відповідно максимальна та мінімально адсорбційна ємність активного завантаження, кг/м³, що знаходиться експериментально.

Ізотерми адсорбції, описують наступними рівняннями. За початкової концентрації стічної води до 100 кг/м³ ХСК можна використовувати ізотерму Генрі, а за великих концентрацій – емпіричне рівняння Фрейндліха:

$$a_{sb}^{max} = k \cdot C_{en}^{1/n}, \quad a_{sb}^{min} = k \cdot C_{ex}^{1/n} \quad (5.7)$$

де k , n – емпіричні константи.

Адсорбція домішок з води в мовах заповнення поверхні моношаром описуються рівнянням Ленгмюра:

$$a_{sb} = b \cdot a_{sb}^{max} \cdot \frac{C_B}{1 + b \cdot C_B}, \quad (5.8)$$

де $a_{sb}^{\max}$ – максимально можливе поглинання за даної температури, кг/м³; C_B – концентрація адсорбату у воді кг/м³.

b – коефіцієнт, що залежить від температури.

Якщо розмір молекули домішки є сумірною з порами адсорбенту, для однокомпонентного розчину, застосовують рівняння Дубініна:

$$a_{sb} = \frac{W_0}{V_m} \cdot \exp \left[\frac{-B \cdot T^2}{\beta_a} \cdot \lg^2 \left(\frac{C_B}{C} \right)^2 \right], \quad (5.9)$$

де W_0 – сумарний об'єм пари адсорбенту м³; V_m – об'єм адсорбенту, м³, у рідкому стані за температури T , С°; B – константа, яка залежить від структури адсорбенту; β_a – коефіцієнт афінності.

Розрахувавши дози, задавшись орієнтовною тривалістю роботи t_{ads}^{op} адсорбційної установки до перевантаження адсорберу, розраховують висоту завантаження, що забезпечує очищення води до проскоку H_2^{op} , м, та висоту завантаження, яка за цей же період повинна вичерпати ємність H_1^{op} , м:

$$H_1^{op} = \frac{D_{sb}^{\min} \cdot q_w \cdot t_{ads}^{op}}{F_{ads} \cdot \rho_{sb}^{nac}} \quad H_2^{op} = \frac{D_{sb}^{\max} \cdot q_w \cdot t_{ads}^{op}}{F_{ads} \cdot \rho_{sb}^{nac}} \quad (5.10)$$

де q_w – витрати стічних вод, м³/с; ρ_{sb}^{nac} – насипна густина адсорбенту, кг/м³.

Далі уточнюють величини H_2^{op} , H_1^{op} , м, з урахуванням необхідності заміни відпрацьованого адсорбенту чистим, знаходять H_1 та H_2 .

Знаходимо загальну висоту адсорбційного шару H_{tot} , м, що визначається за формулою:

$$H_{tot} = H_1 + H_2 + H_3 \quad (5.11)$$

де H_3 — резервний шар сорбенту, м, що враховує час роботи установки при перевантаженні або регенерації шару адсорбенту.

Зважаючи на те, що в динамічному режимі відрізняються від прийнятих для орієнтовного розрахунку статичних умов, необхідно уточнити тривалість роботи адсорбційної установки t_{1ads} та t_{2ads} , год за формулами:

$$t_{1ads} = \frac{2 \cdot C_{ex} \cdot (H_2 + H_3) \cdot (a_{sb}^{max} + C_{en})}{v \cdot C_{en}^2} \cdot \left(1 - \frac{\rho_{sb}^{nac}}{\rho_{sb}^{уяв}}\right) \quad (5.12,a)$$

$$t_{2ads} = \frac{2 \cdot C_{en} \cdot K_{sb} \cdot H_{tot} \cdot (a_{sb}^{max} + C_{en})}{v \cdot C_{en}^2} \cdot \left(1 - \frac{\rho_{sb}^{nac}}{\rho_{sb}^{уяв}}\right) \quad (5.12,б)$$

де $\rho_{sb}^{nac}, \rho_{sb}^{уяв}$ – густини адсорбенту відповідно насипна та уявна, кг/м³. За відсутності довідкових даних адсорберів з активованим вугіллям $\varepsilon = 0,5$.

В умовах адсорбційного очищення води від одного компоненту при $Re > 4$ розрахунок тривалості роботи адсорберу до появи на виході з шару проскокової концентрації проводиться за формулою:

$$t_{ads} = \frac{\rho_{sb}^{nac}}{D_{sb}^{max} \cdot v} \left\{ H_{tot} - \frac{v}{\beta} \left[\frac{C_{0,5}}{C_{en}} \ln \left(\frac{C_{cn}}{C_{ex}} - 1 \right) + \ln \left(1 - \frac{C_{ex}}{C_n} \right) + 1 \right] \right\} \quad (5.13)$$

Розрахунок при $Re < 4$ проводиться за формулою:

$$t_{ads} = \frac{\rho_{sb}^{nac}}{D_{sb}^{max} \cdot v} \left\{ H_{tot} - \frac{v}{\beta} \left[\frac{C_{0,5}}{C_{en}} \ln \left(\frac{C_{cn}}{C_{ex}} - 1 \right) + \ln \frac{C_{en}}{C_{ex}} - 1 \right] \right\} \quad (5.14)$$

Тут $C_{0,5}$ – вміст домішки у забрудненій воді, що є рівноважною з кількістю речовини, що дорівнює половині відповідно D_{sb}^{min} , D_{sb}^{min} моль/м³; β – коефіцієнти масовіддачі, м/с.

Формули для їх визначення мають вигляд:

$$\beta = 1,24 \frac{D_m}{\varepsilon \cdot d_{sb}^2} Re^{0.568} Pr^{0.333}; (0,2 < Re^2 < 1) \quad (5.15)$$

$$\beta = 1,12 \frac{D_m}{\varepsilon \cdot d_{sb}^2} Re^{0.418} Pr^{0.333}; (1 < Re < 4) \quad (5.16)$$

де D_m – коефіцієнт молекулярної дифузії, м²/с; d_{sb}^2 – середній діаметр зерен адсорбенту, м.

Приклад 5. Розрахунок характеристик адсорбера з щільним нерухомим шаром активованого вугілля для очищення води при багатокомпонентним забрудненням.

Вихідні дані: продуктивність $q_w = 7200$ м³/добу = $8,3 \cdot 10^{-2}$ м³/с; початкова величина ХСК $C_{en} = 250 \cdot 10^{-3}$ кг/м³; кінцева величина ХСК $C_{ex} = 25 \cdot 10^{-3}$ кг/м³;

ізотерма сорбції; $a_{sb}^{\max} = 253 \cdot 10^{-3} \cdot C_{en}^{1/2}$; лінійна швидкість відносно стін адсорбера $v=11$ м/год; орієнтовна робота установки до проскоку $t_{ads}^{op} = 24$ год. $= 8,64 \cdot 10^4$ с; вугілля АГ-5, його питома густина $\rho_{sb}^{уяв}=900$ кг/м³ та насипна $\rho_{sb}^{нас}=450$ кг/м³; заданий ступінь вичерпання ємкості адсорбенту $K_{sb} = 0,7$; діаметр адсорбера $d=3,0$ м.

Розв'язок:

Визначаємо максимальну адсорбційну ємність $a_{sb}^{\max}$ у відповідності з ізотермою, що відповідає рівнянню Фрейндліха (5.7):

$$a_{sb}^{\max} = 253 \cdot 10^{-3} \cdot (250 \cdot 10^{-3})^{1/2} = 126,5 \cdot 10^{-3}$$

Згідно з формулою (5.1) знаходимо загальну площу одночасно та паралельно працюючих адсорберів:

$$F_{ad} = \frac{q_w}{v} = \frac{7200}{24 \cdot 11} = 27,3 \text{ м}^2$$

Кількість паралельно та одночасно працюючих ліній адсорберів за рівнянням (5.2):

$$N_{ads} = \frac{F_{ads}}{f_{ads}} = \frac{4 \cdot F_{ads}}{\pi \cdot d^2} = \frac{4 \cdot 27,3}{\pi \cdot 3,0^2} = 3,9$$

Приймаємо чотири адсорбери, що працюють одночасно та паралельно.

За формулами (5.6) визначаємо доза активованого вугілля:

— максимальну:

$$D_{sb}^{\max} = \frac{250 \cdot 10^{-3} - 25 \cdot 10^{-3}}{253 \cdot 10^{-3} \cdot (25 \cdot 10^{-3})^{1/2}} = 5,6 \text{ кг/м}^3$$

— що вивантажується з адсорберу:

$$D_{sb}^{\min} = \frac{250 \cdot 10^{-3} - 25 \cdot 10^{-3}}{0,7 \cdot 126,5 \cdot 10^{-3}} = 2,5 \text{ кг/м}^3$$

Згідно з рівняннями (5.11) знаходимо орієнтовна висота завантаження,

— що забезпечує очищення до проскоку:

$$H_2^{op} = \frac{5,6 \cdot 8,3 \cdot 10^{-2} \cdot 8,64 \cdot 10^4}{27,3 \cdot 450} = 3,3 \text{ м}$$

– що вивантажується з адсорберу:

$$H_1^{op} = \frac{2,5 \cdot 8,3 \cdot 10^{-2} \cdot 8,64 \cdot 10^4}{27,3 \cdot 450} = 1,5 \text{ м}$$

Висота шару відпрацьованого сорбенту, що вивантажується з адсорберу, приймається рівною загрузці адсорбера $H_1 = 2,0$ м, резервна висота загрузки $H_3 = 2,0$ м, висота, що забезпечує очищення $H_2 = 3,0$ м.

Загальна висота завантаження сорбенту згідно з (5.11) приймається з урахуванням одного резервного адсорберу:

$$H_{tot} = 2,0 + 3,0 + 2,0 = 7,0 \text{ м}$$

Кількість послідовно встановлених адсорберів:

$$N_{ads} = \frac{H_{tot}}{H_1} = \frac{7,0}{2,0} = 3,5$$

Приймаємо 4 адсорбера.

Тривалість роботи адсорбційної установки до проскоку за формулою (5.12,а):

$$t_{1ads} = \frac{2 \cdot 25 \cdot 10^{-3} \cdot (3,0 + 2,0) \cdot (126,5 + 250 \cdot 10^{-3})}{11 \cdot (250 \cdot 10^{-3})^2} \cdot \left(1 - \frac{0,45}{0,90}\right) = 23,0 \text{ год}$$

Визначаємо згідно з формулою (5.12,б) тривалість роботи адсорбера до вичерпування ємності:

$$t_{2ads} = \frac{2 \cdot 250 \cdot 10^{-3} \cdot 0,7 \cdot 2,0 \cdot (126,5 + 250 \cdot 10^{-3})}{11 \cdot (250 \cdot 10^{-3})^2} \cdot \left(1 - \frac{0,45}{0,90}\right) = 64,5 \text{ год}$$

Таким чином установка буде мати 3 одночасно працюючих адсорберу та один резервний, що перебуває в режимі перевантаження.

Визначення швидкості руху шаром адсорбенту, що рухається, знаючи концентрації забруднень стічних вод (20-80%) від початкової, використовується формула:

$$u = \frac{v \cdot C_{en}}{\varepsilon \cdot (C_{en} + a_{sb}^{max})} \quad (5.17)$$

Розрахунки адсорберів із псевдозрідженим шаром мають певні особливості,

в залежності їхніх конструкцій. Розглянемо адсорбер із провальними тарілками, який показано на рис 5.3,а. Він має вигляд колони 1, розділеної секції перфорованими тарілками 2, на яких поглинач рівномірно розподіляються та перетікає на нижній ярус. Забруднена вода подається у нижню частину апарату по колектору 17 та трубчастій системі 16 великого опору, укладеної у шарі гравія 15. Очищена вода видаляється по кільцевому жолобу 11 у верхній частині апарату. У бункері 8 знаходиться сухий адсорбент. Його дозують за допомогою шлюзового живильника 7 надходить у завантажувальну воронку 6, де знаходяться сопла 5, екран 12 та циліндр 3 з вікнами 13. Також до завантажувальної воронки по трубопроводі 4 подають воду з метою замочування поглинача. Вивантажування відпрацьованого адсорбенту здійснюється за допомогою ерліфта 14, куди по трубопроводі 10 подають повітря, і на виході проходять повітрявідділювач 9.

Апарати з безпровальними тарілками (рис.5.3б) мають спеціальні пристрої, які забезпечують перетік зернистого матеріалу із зони низького тиску до зони високого тиску. Рух поглинач та рідини проводиться протитечією. Адсорбент подається у верхній переточний пристрій 2, а видаляється через перелив 4 із зони останньої тарілки. Відповідно забруднена вода подається трубопроводу 1 у нижню частину апарату а видаляється по кільцевому жолобу 3 у верхній частині апарату

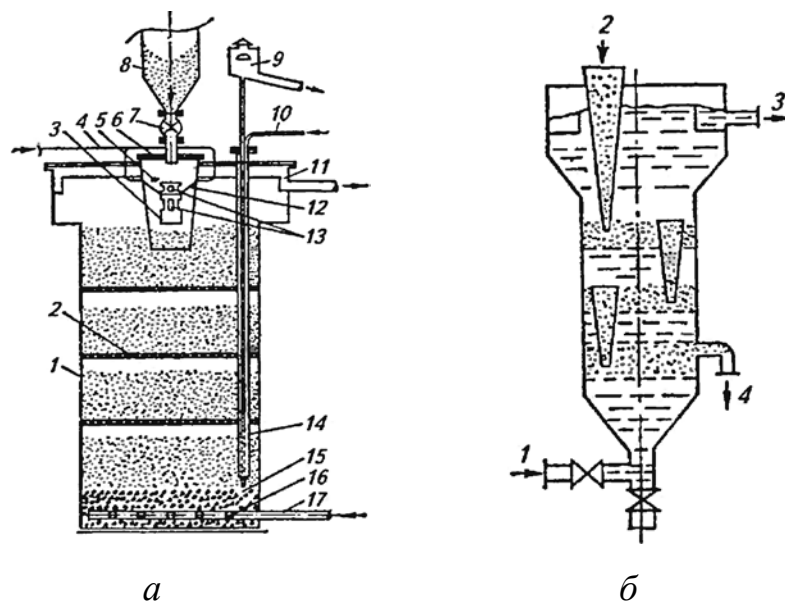


Рис. 5.3. Адсорбери псевдо зрідженим шаром адсорбенту:

а – з провальними тарілками; *б* – з безпровальними тарілками.

У адсорберах з псевдо зрідженим шаром вугілля для розрахунку використовуються формули:

— для двохсекційного апарату:

$$\frac{C_{ex}}{D_{sb}^2 \cdot q_w} q_{sb}^2 + \frac{C_{ex}}{D_{sb}} q_{sb} - q_w (C_{en} - C_{ex}) = 0 \quad (5.18)$$

— для трисекційного апарату:

$$\frac{C_{ex}}{D_{sb}^3 \cdot q_w^2} q_{sb}^3 + \frac{C_{ex}}{D_{sb}^2 \cdot q_w} q_{sb}^2 + \frac{C_{ex}}{D_{sb}} q_{sb} - q_w (C_{en} - C_{ex}) = 0 \quad (5.19)$$

де q_{sb} – витрати адсорбенту, кг/с.

Практичне заняття 6.

Розрахунок тарілок для ректифікаційних колон з очищення води.

Процес ректифікації можуть використовувати для очищення стічних вод переважно у хімічній промисловості. За допомогою цього процесу з води видаляють домішки різноманітних органічних з'єднань: бензолу, хлорбензолу, бутилацетату тощо. Для ректифікації використовують колони тарілчастого або насадкового типу. У тарілчастому апараті стічна вода у рідкій фазі подається на відповідну тарілку колони в залежності леткості рідини (рис .6.1).

Ректифікаційні колони мають корпуси виготовляються у двох варіантах. Корпус першого типу збирається з окремих царг із фланцевими з'єднаннями і розрахований на тиск 1,6 МПа. Корпус другого типу є суцільнозварним та розрахованим на тиск до 4 МПа, мають діаметром понад 1000 мм з інтервалом зміни діаметра через 200 мм. Відстань між тарілками в залежності від їх типів може змінюватися від 300 до 1000 мм.

Надалі будуть розглянуті здебільшого гідравлічні розрахунки колонних апаратів, з капсульними (круглими) ковпачками, сітчасті, клапанні та ґратчасті (провальні).

Загальна висота колони

$$H = (n_t - 1) H_t + H_{сеп} + H_{куб} \quad (6.1)$$

де n_t – кількість тарілок в колоні; H_t – відстань між тарілками; $H_{\text{сеп}}$ – висота сепараційної колони; $H_{\text{куб}}$ – висота кубової частини колони.

Висоти $H_{\text{сеп}}$ та $H_{\text{куб}}$ для нормалізованих колон різноманітних діаметрів D вказані у табл. 6.1.

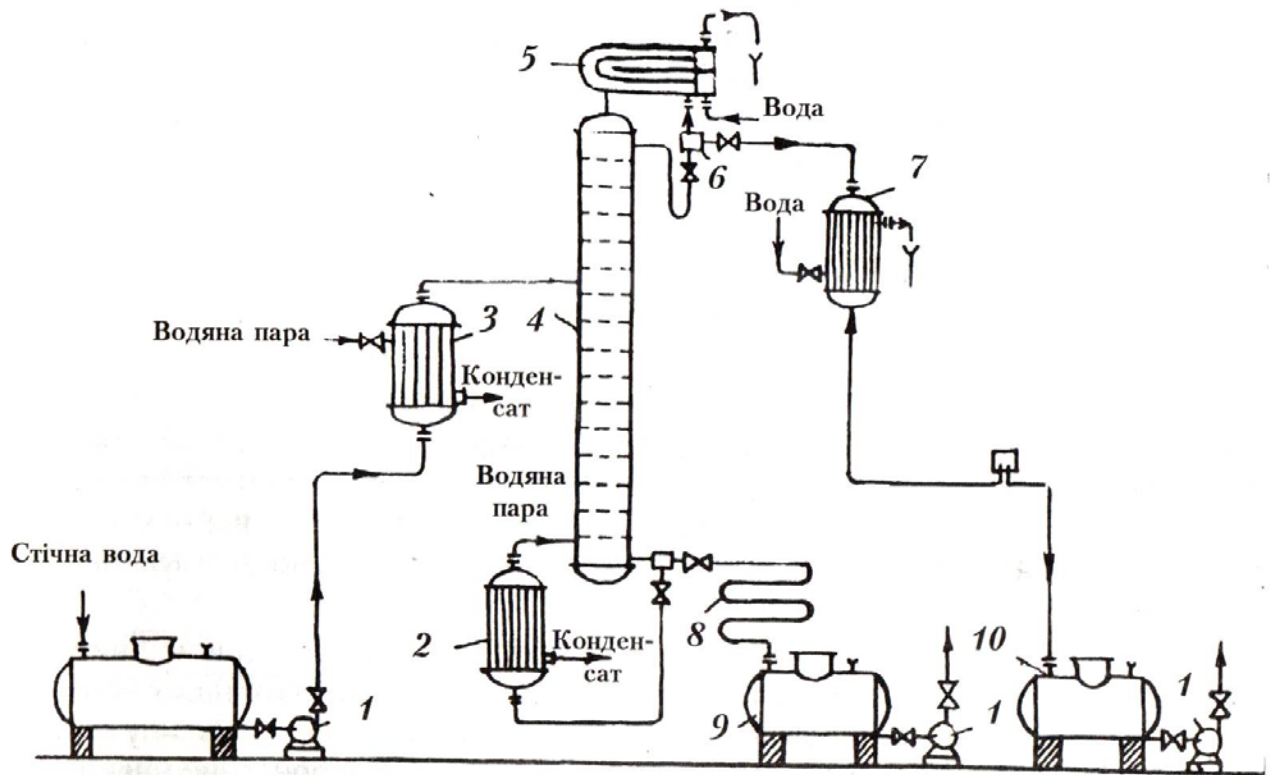


Рис. 6.1. Схема ректифікаційної установки неперервного дії:

1 – насоси; 2 – нагрівач; 3 – кип'ятильник; 4 – ректифікаційна колона; 5 – дефлегматор; 6 – роздільник флегми; 7 – холодильник; 8 – охолоджувач; 9 – збірник кубового залишку; 10 – збірник дистиляту.

Таблиця 6.1

Висота сепараційної та кубової частин колони в залежності діаметра

D , мм	$H_{\text{сеп}}$, мм	$H_{\text{куб}}$, мм
1000 – 1800	800	2000
2000 – 2600	1000	2500
2800 – 4000	1200	3000

Тарілки з капсульними ковпачками набули найбільше поширення завдяки своїй універсальності й високій експлуатаційній надійності; вони достатньо ефективні (рис 6.2а), але вони металомісткі та складні в монтажі.

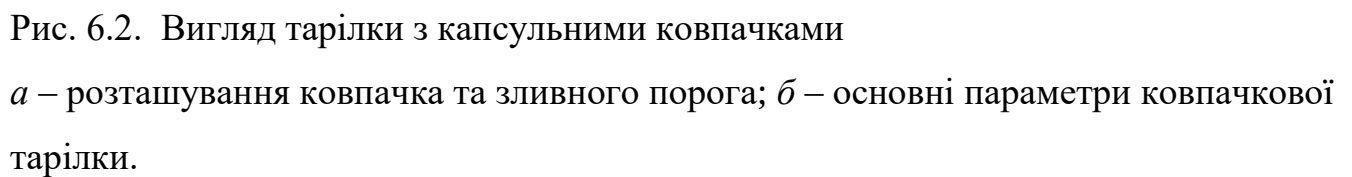


Рис. 6.3. Вигляд клапанної тарілки:

$a, б, в$ - будова підйомно - поворотного клапана; $г, д, е$ - положення клапану при мінімальному, середньому та максимальному навантаженні відповідно.

53

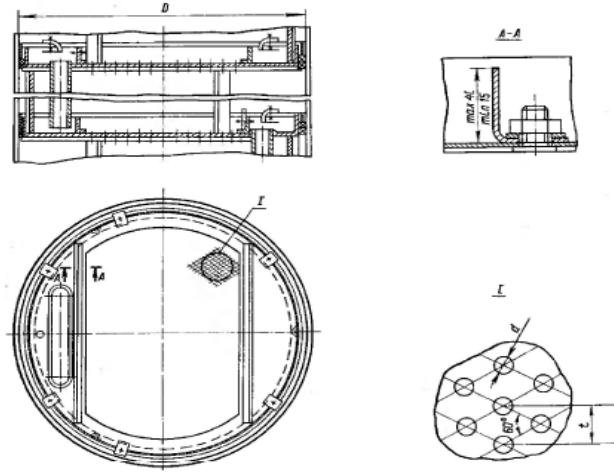


Рис. 6.4. Вигляд сітчастої тарілки.

Методики розрахунку колон з переливними тарілками є аналогічними. Як приклад, розглянемо розрахунок розмірів тарілок з капсульними ковпачками. За робочий переріз беруть площу основи тарілки на якій встановлені контактні елементи, не враховуючи площі зливних пристроїв.

Швидкість пари в робочому перерізі колони w_p , м/с, розраховувати за рівнянням:

$$w_p = \varphi \cdot C \cdot \sqrt{\frac{\rho_p}{\rho_n} - 1} \quad (6.2)$$

де φ – фактор спінювання рідини; ρ_p та ρ_n – густини рідини та пару відповідно; C – коефіцієнт.

Значення коефіцієнта C визначається в залежності від комплексу $(G_p / G_n) \cdot (\rho_n / \rho_p)^{0,5}$ та відстані між тарілками $H_T = 0,3 \dots 0,4$ м. G_n , G_p – навантаження за паром та рідиною відповідно, кг/с. Фактор спінювання рідини: мала – $1 \dots 0,9$; середня $0,9 \dots 0,7$; велика – $0,7 \dots 0,6$.

Діаметри обираються за величиною робочої тарілки F_p , м², що розраховується за формулою:

$$F_p = Q_n / w_p, \quad (6.3)$$

де Q_n – об'ємна витрата пари в колоні, м³/с; w_p – швидкість пари в робочому перерізі колони, м/с.

У промислових колонах бризкоунесення допускається до 0,1 кг рідини на 1 кг пару. Зазвичай величину відносного унесення потрібно враховувати при відношенні $G_{\text{п}} / G_{\text{р}} > 2$.

За необхідністю відносне унесення рідини можна розраховувати за рівнянням:

$$U = \frac{k_1}{\sigma} \left(\frac{w_{\text{р}}}{H_{\text{т}} - h_{\text{пн}}} \right)^{n_1} \quad (6.4)$$

де σ – поверхневий натяг рідини на межі з паром чи газом, $h_{\text{пн}}$ – висота піни (газорідинної суміші), що утворюється на тарілці, м, k_1 – коефіцієнт (таблиця 6.2).

Таблиця 6.2.

Коефіцієнти для рівнянь (6.4) та (6.5)

Тип тарілки	$k_1 \cdot 10^5$	k_2	$k_3 \cdot 10^2$	k_4	n_1
Ковпачкова	23,0	0,23	4,4	4,6	1,16
Клапанна	5,5	0,17	0,17	5,9	5,9
Сітчаста	6,2	0,42	0,42	8,5	8,5

Висоту піни можна орієнтовно оцінити з формулою :

$$h_{\text{пн}} = \frac{k_2}{\sigma_{0,33}} (k_3 w_{\text{р}}^3 \rho_{\text{п}} + k_4 h_{\text{сл}} + h_{\text{пор}}), \quad (6.5)$$

де $h_{\text{сл}}$ – висота підпору рідини над зливним порогом, м; $h_{\text{пор}}$ – висота зливного порогу на тарілці, м; коефіцієнти k_1 , k_2 , k_3 та k_4 , а також показників степеня n_1 наведено у табл. 6.3.

З урахуванням рідини, що переноситься паром (газом) на тарілку, що лежить вище, дійсна витрата рідини в переливному пристрої

$$Q_{\text{рд}} = Q_{\text{р}} + \frac{G_{\text{п}} \cdot U}{\rho_{\text{р}}} \quad (6.6)$$

де $Q_{\text{р}}$ – витрати рідини, що тече по тарілці, м³/с.

Висота підпору рідини над зливним потоком, м:

$$h_{\text{сл}} = 0,68 \left(Q_{\text{рд}} / \Pi \right)^{0,67}, \quad (6.7)$$

де Π – периметр зливу (довжина зливного порогу), м.

Висоту відкриття щілини, м, можна розрахувати за рівнянням:

$$h_{\text{пр}} = 0,46 \cdot \sqrt[3]{\left(\frac{Q_{\text{п}}}{m \cdot z \cdot b} \right)^2 \cdot \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{р}} - \rho_{\text{п}}}}, \quad (6.8)$$

де $Q_{\text{п}}$ – витрати пари в колоні, м/с³; m – кількість ковпачків на тарілці; z – кількість щілин в одному ковпачку; b – розрахункова ширина щілини.

Висота зливного порогу на ковпачкових тарілках (рис. 6.2б), м:

$$h_{\text{пор}} = (0,7 / \rho_{\text{р}}) \cdot P^{0,35} - h_{\text{зл}} + h_{\text{пр}} + h_{\text{у}}, \quad (6.9)$$

де P – абсолютний тиск в колоні, Па; $h_{\text{пр}}$ – висота прорізу в ковпачку, м; $h_{\text{у}}$ – висота встановлення ковпачка (відстань від тарілки до нижнього торця ковпачка), м.

При визначенні висота зливного порогу на сітчастих й клапанних тарілках не враховують $h_{\text{пр}}$ та $h_{\text{у}}$.

Для тарілки необхідно перевірити надійність роботи зливного пристрою на захлинання.

Швидкість рідини у пристрої повинна відповідати умовам:

$$w_{\text{рзл}} = Q_{\text{рд}} / F_{\text{зл}} < k_5 \cdot H_{\text{т}}^{n_2}, \quad (6.10)$$

де $F_{\text{зл}}$ – площа зливного пристрою обраної тарілки, м².

У залежності від фактору спінювання рідини знаходять значення коефіцієнта k_5 (мала – 0,250; середня – 0,225; велика – 0,118), а показників степеня n_2 – (мала – 0,65; середня 0,80; велика – 1,30)

Швидкість рідини, м/с, у зазорі a між основою тарілки та нижньою кромкою зливного стакану (рис. 6.2б) повинна відповідати умові:

$$w_{\text{рзл}} = Q_{\text{рд}} / (\Pi \cdot a) < 0,45 \quad (6.11)$$

Якщо одна з умов (6.10) або (6.11) не дотримуються, слід збільшити відстань між тарілками.

Опір сухої тарілки, Па дорівнює:

$$\Delta P_c = \zeta_c \cdot \rho_{\text{п}} \cdot w_o^2 / 2, \quad (6.12)$$

де w_o – швидкість пари (газу) в парових патрубках або отворах (клапанній, сітчастій) тарілці, м/с; ζ_c – коефіцієнт опору сухої тарілки.

Перепад рівня рідини на тарілці за напрямом її руху Δh , м.

$$\Delta h = 0,1 \lambda_e \frac{l_p V_p^2}{\Pi^2 (h_{\text{пор}} + h_{\text{зл}})^3 g}, \quad (6.13)$$

де λ_e - еквівалентний коефіцієнт опору перетікання рідини по тарілці; l_p – довжина шляху рідини на тарілці, м.

Опір шару рідини та тарілки, Па, можна розрахувати за спрощеною залежністю:

$$\Delta P_p = (h_{\text{пор}} + h_{\text{зл}} + \Delta h / 2) \rho_p g, \quad (6.14)$$

Загальний опір тарілки з переливним пристроєм прийнято розраховувати за рівнянням:

$$\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_p, \quad (6.15)$$

Провальні тарілки встановлюються в колонах із цільнозварювальним корпусом. Основним їх елементом є дірчастий лист із щільними отворами (рис. 6.5), які розташовані рівномірно по всій поверхні тарілки. Робоча її площа практично дорівнює площі перерізу колони.

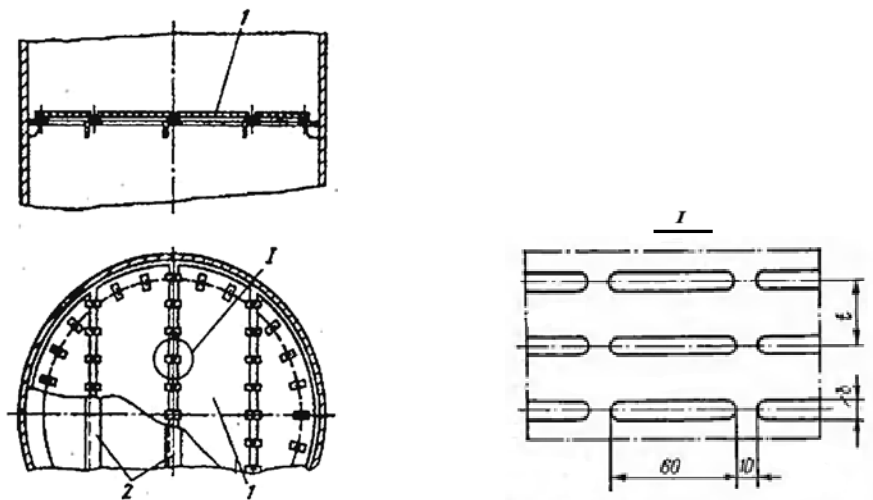


Рис. 6.5. Вигляд перфораційної ґратчастої тарілки:

1 – перфороване полотно; 2 – опорні кутки.

Розглянемо основні залежності для гідравлічного розрахунку провальних тарілок типу ТР.

Коефіцієнт опору тарілки:

$$\zeta = 1,75(1 - f_o)^2 \left(\frac{b}{\delta} \right)^{0,2} \quad (6.16)$$

де f_o – відносно вільний переріз тарілки, b – ширина щілини в тарілці, м; δ – товщина тарілки, м (табл. 6.3)

Частка площі отворів, зайнята рідиною, що стікає:

$$f_{op} = \frac{1}{1 + 0,73 \left(\frac{\zeta \cdot \rho_p}{\rho_n} \right)^{0,33} \left(\frac{G_n}{G_p} \right)^{0,67}} \quad (6.17)$$

Максимально допустиму швидкість пари в колоні, м/с, дорівнює:

$$w = 0,416 \left(\frac{\rho_p - \rho_n}{\rho_n} \right)^{0,5} f_o (1 - f_{o,p}) \quad (6.18)$$

З метою визначення опору тарілки необхідно знайти коефіцієнт, який враховує розподіл тиску в зонах пари та стікаючої рідини:

$$\beta = 1,11 \cdot (\rho_n / \rho_p)^{0,118} \quad (6.19)$$

У цьому випадку загальний опір тарілки, що зрошується, Па:

$$\Delta P = \frac{\zeta \cdot \rho_n w^2}{2 f_o^2 (1 - f_{op})^3 (1 - \beta)} [1 - f_{op} (1 - \beta)] + \frac{2 \cdot \sigma}{b \cdot (1 - \beta)} \quad (6.20)$$

Висота динамічної піни, м, що утворюється на тарілці:

$$h_{nn} = \frac{B}{A \cdot \rho_p \cdot g} \quad (6.21)$$

Для зручності розрахунку використаємо комплекси:

– комплекс A , що характеризує об'ємну частку рідини у піні, на тарілці:

$$A = 0,43 \cdot \left(\frac{G_p}{G_n} \right)^{0,325} \left(\frac{\rho_n}{\rho_p} \right)^{0,16} \left(\frac{\mu_p}{\mu_n} \right)^{0,036} \quad (6.22)$$

де μ_n – в'язкість пари, Па·с.

Таблиця 6.3.

Характеристики ґратчастих тарілок типу ТР

Діаметр колонн D , мм	δ , мм	b , мм	Крок щілин t , мм											
			8	10	12	14	16	18	20	22	24	28	32	36
			відносний вільний переріз f_o , м ² /м ²											
1000	2	4	0,22	0,17	0,15	0,13	0,11	0,10	0,09	0,08	0,07	-	-	-
1000	4	6	-	0,27	0,22	0,19	0,16	0,15	0,14	0,12	0,11	0,09	0,08	0,07
1200	2	4	0,24	0,21	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	0,08	-	-	-
1200	4	6	-	0,32	0,24	0,20	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,11	0,09	0,08
1400	2	4	0,25	0,21	0,18	0,16	0,14	0,12	0,10	0,09	0,08	-	-	-
1400	4	6	-	0,32	0,26	0,23	0,20	0,17	0,16	0,15	0,14	0,11	0,10	0,09
1600	2	4	0,26	0,20	0,17	0,14	0,13	0,11	0,10	0,09	0,08	-	-	-
1600	4	6	-	0,31	0,25	0,21	0,19	0,17	0,15	0,14	0,13	0,11	0,10	0,09
1800	2	4	0,28	0,22	0,18	0,15	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	-	-	-
1800	4	6	-	0,32	0,27	0,23	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,11	0,10	0,09
2000	2	4	0,26	0,20	0,17	0,15	0,13	0,12	0,11	0,09	0,08	-	-	-
2000-	4	6	-	0,31	0,26	0,23	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,11	0,10	0,09
2200	2	4	0,27	0,20	0,18	0,15	0,13	0,12	0,11	0,10	0,09	-	-	-
2200	4	6	-	0,32	0,26	0,22	0,20	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,10	0,09
2400	2	4	0,27	0,22	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	-	-	-
2400	4	6	-	0,31	0,27	0,22	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,12	0,10	0,09
2600	2	4	0,30	0,21	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	-	-	-
2600	4	6	-	0,31	0,27	0,24	0,20	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,10	0,09
2800	2	4	0,27	0,24	0,19	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	-	-	-
2800	4	6	-	0,36	0,28	0,23	0,20	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,10	0,09
3000	2	4	0,28	0,22	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,10	0,09	-	-	-
3000	4	6	-	0,33	0,28	0,24	0,21	0,18	0,16	0,15	0,14	0,12	0,10	0,09

— комплекс B :

$$B = \Delta P - \frac{\zeta \cdot \rho_n \cdot w^2}{2 f_o^2 (1 - f_{op.})^2} \quad (6.23)$$

Відстань між тарілками повинна відповідати умовам $H_T \geq h_{nn} + h_c$. За відомих значень H_T й h_{nn} необхідно перевірити сепараційного простору h_c , який повинен забезпечити доступне унесення рідини на тарілку.

Величина відносного унесення, визначається рівнянням:

$$U = 163,5 \cdot \left(\frac{w}{h_c} \right)^{2,6} \left(\frac{\rho_n}{\rho_p - \rho_n} \right)^{0,73} \left(\frac{\mu_n}{\sigma} \right)^{1,1} \quad (6.24)$$

не повинна перевищувати 0,05 кг/кг.

Приклад 6. Розрахувати ректифікаційну провальну тарілку

Вихідні дані: навантаження за парою $G_{\text{п}} = 32000$ кг/год = $8,89 \text{ м}^3/\text{с}$; та рідиною $G_{\text{р}} = 29500$ кг/год = $8,19 \text{ м}^3/\text{с}$; густина парів $\rho_{\text{п}} = 9,7$ кг/м³; густина рідини $\rho_{\text{р}} = 890$ кг/м³; поверхневий натяг $\sigma = 0,036$ Н/м; в'язкість рідини $\mu_{\text{р}} = 0,003$ Па·с; в'язкість парів $\mu_{\text{п}} = 2,5 \cdot 10^{-5}$ Па·с; товщина листа тарілки $\delta = 2$ мм; крок розташування щілин $t = 14$ мм; відстань між тарілками попередньо обираємо $H_{\text{т}} = 600$ мм = $0,6$ м; діаметр колони $D = 1600$ мм.

Розв'язок.

За таблицею 6.3 знаходимо вільний переріз: $f_o = 0,16$, ширина щілини $b = 4$ мм = $0,004$ м/

Знаходимо коефіцієнт опору тарілки за формулою (6.16):

$$\zeta = 1,75 \cdot (1 - 0,16)^2 \cdot (4/2)^{0,2} = 1,42$$

Частка площі отворів, зайнята рідиною, знаходимо за рівнянням (6.17):

$$f_{\text{оп}} = \frac{1}{1 + 0,73 \left(\frac{1,42 \cdot 890}{9,7} \right)^{0,33} \left(\frac{8,89}{8,19} \right)^{0,67}} = 0,206$$

Максимально допустиму швидкість пари в колоні визначаємо за залежністю (6.18):

$$w = 0,416 \cdot \left(\frac{890 - 9,7}{9,7} \right)^{0,5} \cdot 0,16 \cdot (1 - 0,206) = 0,50 \text{ м/с}$$

Розраховуємо коефіцієнт β , по формулі (6.19):

$$\beta = 1,11 \cdot (9,7/890)^{0,118} = 0,65$$

У цьому випадку загальний опір тарілки визначається за (6.20):

$$\Delta P = \frac{1,42 \cdot 9,7 \cdot 0,5^2}{2 \cdot 0,16^2 (1 - 0,206)^3 (1 - 0,65)} [1 - 0,206 \cdot (1 - 0,65)] + \frac{2 \cdot 0,036}{0,004 \cdot (1 - 0,65)} = 408 \text{ Па}$$

Знаходимо величину комплекс за формулою (6.22):

$$A = 0,43 \cdot \left(\frac{8,19}{8,89} \right)^{0,325} \left(\frac{9,7}{890} \right)^{0,16} \left(\frac{0,003}{2,5 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,036} = 0,222$$

Розраховуємо значення комплексу B згідно (6.23):

$$B = 408 - \frac{1,42 \cdot 9,7 \cdot 0,5^2}{2 \cdot 0,16^2 \cdot (1 - 0,206)^2} = 301,3$$

Таким чином висота піни на тарілці, що знайдена за залежністю (6.21):

$$h_{\text{пн}} = \frac{301,3}{0,222 \cdot 890 \cdot 9,81} = 0,155 \text{ м}$$

І знаючи відстань між тарілками за рівнянням знаходимо висоту сепараційного простору:

$$h_c = 0,600 - 0,155 = 0,345 \text{ м}$$

Величину відносного унесення визначаємо згідно рівняння (6.24):

$$U = 163,5 \cdot \left(\frac{0,5}{0,345} \right)^{2,6} \left(\frac{9,7}{890 - 9,7} \right)^{0,73} \left(\frac{2,5 \cdot 10^{-5}}{0,036} \right)^{1,1} = 0,005$$

що значно менше від допустимого $U = 0,05$.

Практичне заняття 7.

Розрахунок установки для озонування води.

Процес очищення озоном впливає на бактеріологічні, фізичні та органолептичні характеристики води. Озонування є універсальним методом, оскільки забезпечує знезаражування, коагуляцію, що сприяє знебарвленню, а також покращує смакові якості води.

Принципова технологічна схема зображена на рисунку 7.1.

Робота системи очищення складається з таких основних етапів. Атмосферне повітря проходить крізь фільтр та очищується від пилу. Після чого повітря нагнітається компресором на охолоджувальний пристрій, звідки надходить до блоку адсорберів, де відбувається осушення за допомогою силікагелю або алюмогелю. Далі повітря переходить до генератору озону (озонатору), де під дією «тихого» електричного розряду (без іскор) утворюється

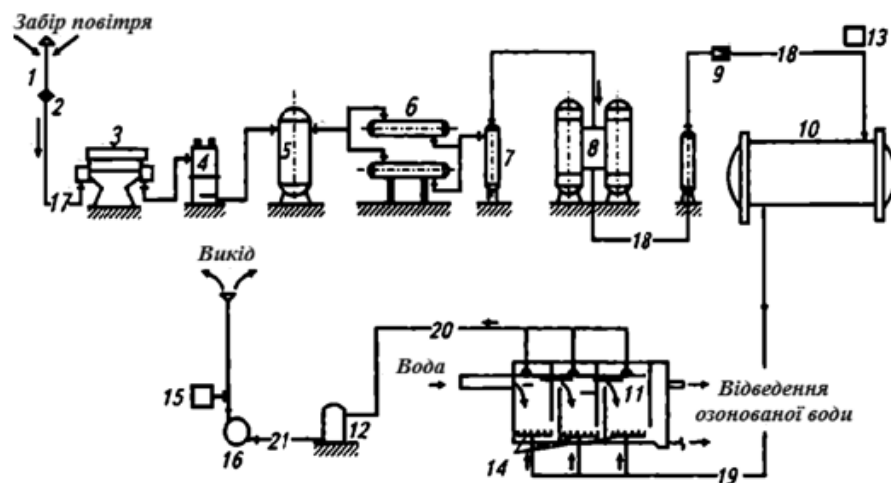


Рис. 7.1. Принципіальна схема отримання та використання озону:

1 – глушник; 2 – повітряний фільтр; 3 – компресор; 4 – холодильник; 5 – збиральник; 6 – теплообмінник; 7 – вологовідділювач; 8 – блок осушування; 9 – регулятор тиску; 10 – генератор озону; 11 – контактна камера; 12 – нейтралізатор озону; 13, 15 - пост контролю озону; 14 – система диспергації; 16 – вентилятор.

суміш озону з повітрям. Концентрація озону у ній суміші становить від 1 до 3 мг/дм³. Оскільки «тихий» електричний заряд супроводжується тепловиділенням, необхідно охолодження озонатора водою. Заключним етапом технологічного процесу є швидке і повне змішування води з озонованим повітрям у спеціальній контактній камері з подальшій нейтралізації або рекуперації озону. Характеристика озонаторів трубчастого типу ОП показано у таблиці 7.1.

Таблиця 7.1

Характеристика озонаторів трубчастого типу

Тип озонатору	Продуктивність за озоном, кг/год	Концентрація озоно-повітряної суміші, %	Витрати повітря, м ³ / год	Витрати охолоджуючої води, м ³ / год	Напруга на електродах, кВт
ОП-4	1	16 ... 17	40	1	10
ОП-6	2	14 ... 16	80	3	10
ОП-121	1,6	14 ... 16	120	10	16
ОП-315	3,8	12 ... 14	300	30	18
ОПТ-510	6	12 ... 14	450	50	18

Максимальні розрахункові витрати озону, кг/добу, визначається за формулою;

$$Q_{\text{оз}} = Q_{\text{доб}} \cdot q_{\text{оз}}^{\text{макс}}, \quad (7.1)$$

де $Q_{\text{доб}}$ – розрахункові витрати озонованої води за добу, м³/добу; $q_{\text{оз}}^{\text{макс}}$ – максимальна доза озону, кг/м³.

Головним елементом установки є генератор озону, у якому електроди попарно розташовані на невеликій відстані один від одного. Конструктивно електроди виготовляються у вигляді двох паралельних пластин (рис. 7.2,б), або у вигляді двох концентрично розміщених трубок (рис. 7.2а) різного діаметру (зовнішня є сталюю, внутрішня – скляною).

Схема озонатору з трубчастими елементами включає від 80 до 275 трубок в залежності від розміру апарату. Електродами низької напруги є циліндр з неіржавіючої сталі, що омиваються охолодженою водою. Всередині кожного циліндру знаходиться скляна трубка; електродами високої напруги слугують покриття з графіту та алюмінію, що нанесені на внутрішню поверхню скляних трубок. Джерелом постійного струму з робочою напругою 20000 В служить трансформатор. Подача до озонатору кондиційованого повітря проводиться через трубопровід, що прилягає до торцевої площини корпусу озонатора. Отриманий озон випускається через трубопровід з протилежного кінця корпусу.

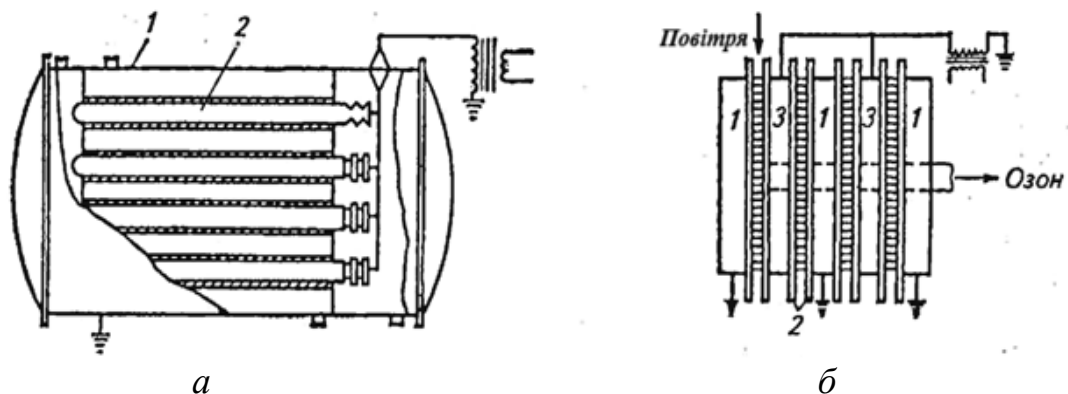


Рис. 7.2 Схеми озонаторів.

а – з трубчастими елементами: 1 – корпус; 2 – трубчасті елементи;

б – з пластинчастими елементами: 1 – порожні бруски; 2 – скляні пластини; 3 – високовольтні електроди.

Розрахунок озонатора починається із визначення активної потужності розряду, Вт, за формулою;

$$U = \frac{2}{\pi} u_p \cdot \omega \cdot [C_e(u_a - u_p) - C_n u_p], \quad (7.2)$$

де u_p – напруга в розрядному проміжку, В; ω – кругова частота струму, Гц; C_e і C_n – електрична ємність відповідно електродів і розрядного проміжку, Ф; u_a – робоча напруга, що підводиться до озонатора, В.

Для певного озонатора при усталених робочих умовах величини C_e , C_n і u_p мають постійні значення незалежно від напруги та частоти струму. Тому витрати електроенергії пропорційні частоті струму ω і максимальному напруженню струму u_a .

Визначаємо вольтамперметричну потужність, кВА

$$U_a = U / \eta_e, \quad (7.3)$$

де η_e – ємнісний коефіцієнт потужності.

Знаходимо площу поперечного перерізу кільцевого розрядного проміжку, м²:

$$f_p = \frac{\pi}{4} (d_1^2 - d_2^2), \quad (7.4)$$

де d_1^2 – внутрішній діаметр сталюї трубки, мм; d_2^2 – зовнішній діаметр скляної трубки, мм.

Витрати сухого повітря через одну трубку озонатора, м/с:

$$q_{\text{пов.}} = f_p v_{\text{пов.}}, \quad (7.5)$$

де $v_{\text{пов.}}$ – швидкість проходження сухого повітря через кільцевий проміжок, м/с.

Швидкість приймається в межах $v_{\text{пов.}} = 0.15 \dots 0.20$ м/с.

Необхідна кількість сухого повітря, необхідного для електросинтезу, м³/с:

$$Q_{\text{пов.}} = \frac{G_{\text{оз.}}}{K_{\text{оз.}}}, \quad (7.6)$$

де $G_{\text{оз.}}$ – задана продуктивність одного озонатора, кг/с; $K_{\text{оз.}}$ – коефіцієнт вагової

концентрації озону.

Визначаємо кількість діелектричних трубок в одному озонаторі;

$$n_{\text{тр}} = Q_{\text{пов}} / q_{\text{пов}}, \quad (7.7)$$

Тоді продуктивність кожної трубки за озоном, м³/с:

$$q_{\text{оз}} = G_{\text{оз}} / n_{\text{тр}}, \quad (7.8)$$

Енергетичний вихід озону, кг/(кВт·с):

$$E_{\text{оз}} = G_{\text{оз}} / U \quad (7.9)$$

Визначаємо сумарну площу поперечного перерізу, м²:

$$\sum f_{\text{тр.}} = Q_{\text{пов.}} \frac{\pi}{4} d_1^2 \quad (7.10)$$

Оскільки площа поперечного перерізу циліндричного корпусу озонатора, м², повинна перевищувати величину, визначеною за формулою (7.10) на 35%, отже:

$$F_{\text{к}} = 1,35 \sum f_{\text{тр}} \quad (7.11)$$

Відтак внутрішній діаметр корпусу озонатора, м², буде дорівнювати:

$$D = 2 \sqrt{\frac{F_{\text{к}}}{\pi}} \quad (7.12)$$

Сумарні витрати води для охолодження електродів озонатора, м³/с:

$$Q_{\text{охол}} = n_{\text{тр}} \cdot q_{\text{вод}}, \quad (7.13)$$

де $q_{\text{вод}}$ – витрати охолодженої води на одну трубку, м³/с.

Тоді середня швидкість води для охолодження, м/с

$$v_{\text{охол}} = \frac{Q_{\text{охол}}}{F_{\text{к}} - \sum f_{\text{тр}}} \quad (7.14)$$

Контактні камери для змішування озоно - повітряної суміші з водою за принципами роботи суттєво відрізняються між собою.

Наприклад насадкові та безнасадкові колони мають вигляд башт із насадкою всередині. У них рідина стікає по поверхні завантаження у вигляді плівки, де відбувається перехід озону до води. Проте наразі такі камери практично не використовуються, оскільки мають досить великий об'єм апаратів.

При продуктивності установки по воді 50 тыс.м³/добу застосовують механічні змішувачі (рис. 7.3,а). Контактні камери типу U-трубки (з «потокм води, що падає») мають високу ефективність за рахунок ежекції озону, який надходить у верхню частину низхідного потоку води та і разом з ним занурюються на глибину до 20 м, а потім піднімається з висхідним потоком води (рис.7.3,б). У змішувачах з радіальним дифузорм (рис.7.3,в) частина потоку води подається у головку дифузору і там змішується з озоноповітряній суміші. При цьому утворюються дуже дрібні бульбашки, і отримана суміш змішується з основним потоком води.

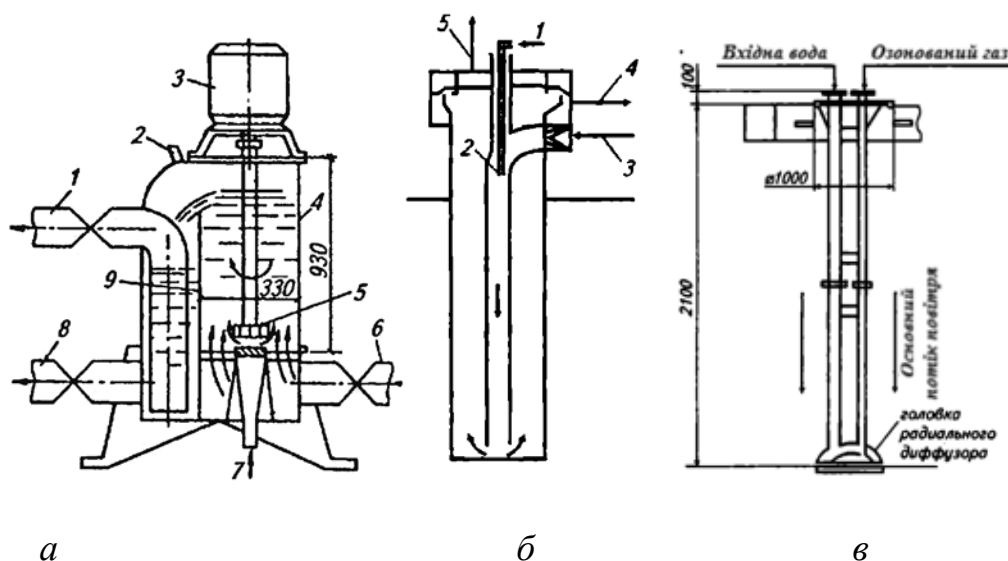


Рис. 7.3. Схеми введення озону до води.

а – механічний змішувач турбінного типу: 1 – аварійний перелив; 2–викид озону; 3– електродвигун; 4–корпус; 5– турбіна; 6 – введення води; 7 – підведення озоноповітряної суміші; 8 – відведення озонованої води; 9 – переливна стінка.

б – U-подібна камера: 1 – підведення озоно - повітряної суміші; 2 – введення газу; 3 – введення води; 4 – відведення озонованої води; 5 – викид озону; 6 – вікно спостереження;

Камери з перфорованими трубами мають мережу таких трубок, що розміщуються в основі контактної колони (рис.7.4,в). Вода та озоноване повітря циркулюють у зустрічному напрямку(рис.7.4,а), або паралельно (рис.7.4,б). Завдяки конструкції перфорації трубок озон дифундує у товщу води у вигляді дрібних бульбашок, що забезпечує ефективність контакту води з озоном повітря.

Доза озону для обробки води перебуває в межах від 0,6...3,5 мг/л в залежності від якісних показників вихідної води.

Розрахуємо контактну камеру для змішування озоно- повітряної суміші з водою.

Розрахуємо необхідну площу поперечного перерізу контактної камери, м²

$$F_{\kappa} = \frac{Q_c \cdot T}{n \cdot H} \quad (7.15)$$

де Q_c – витрати води, надходить у контактну камеру, м³/с; T – тривалість контакту озону з водою, с; n – кількість контактних камер; H – глибина шару води в контактній камері, м.

Площа усіх пор на керамічній трубі, м²

$$f_{\pi} = 0,25 \cdot \pi \cdot d_{\text{вн}} \cdot l, \quad (7.16)$$

де $d_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр керамічної труби, що відіграє роль фільтру, м; l – довжина керамічної труби, м.

Відношення газової суміші до об'єму води, що обробляється:

$$\alpha = Q_{\text{о.пов}} / Q_{\text{год}}; \quad (7.17)$$

де $Q_{\text{о.пов}}$ – кількість повітря, що потрібне для осушення озонатору, м³/с.

Розрахуємо кількість озонованого повітря, що подається по розподільним трубам, м³/с:

$$q_{\text{оз.пов}} = Q_c \cdot \alpha \quad (7.18)$$

Витрати озонованого повітря у камерах, м³/с

$$q_{\text{тр}} = \frac{q_{\text{оз.пов}}}{n \cdot n_{\text{маг}}}, \quad (7.19)$$

де $n_{\text{маг}}$ – кількість магістральних розподільних труб.

Площа поперечного перерізу магістральної розподільної труби, м:

$$f_{\text{тр}} = \frac{\pi \cdot d_{\text{рт}}^2}{4} \quad (7.20)$$

де $d_{\text{рт}}$ – внутрішній діаметр розподільної труби, м.

Швидкість руху повітря у трубопроводі, м/с:

$$v = q_{\text{тр}} / f_{\text{тр}} \quad (7.21)$$

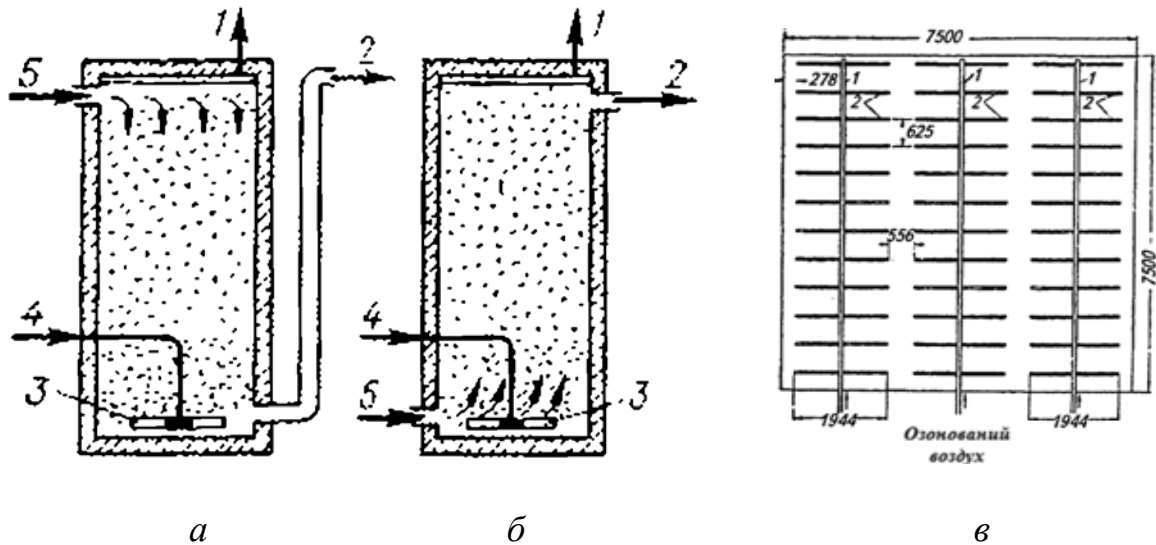


Рис. 7.4. Камера з перфорованими трубами.

а, б – контактні камера з рухом води та суміші *а* – протитечією, *б* – прямотечією: 1 – вихід відпрацьованої газової суміші; 2 – вихід обробленої води; 3 – перфоровані труби; 4 – подача озono- повітряної суміші; 5 – подача води в контактну камеру;

в – розташування перфорованих труб біля дна контактної камери: 1 – колектори; 2 – перфоровані труби.

Сумарна активна площу пор усіх керамічних труб, що укладені в одній камері, м^2

$$\sum f_{\text{п}} = n_{\text{маг}} \cdot n_{\text{к.тр}} \cdot f_{\text{п}}, \quad (7.22)$$

де $n_{\text{к.тр}}$ – кількість керамічних блоків, що приходить на одну магістральну розподільну трубу.

Витрати повітря, що надходить через пористу поверхню усіх труб, $\text{м}^3/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$:

$$q = \frac{q_{\text{оз.пов}}}{n \sum f_{\text{п}}} \quad (7.23)$$

Визначимо загальний тиск на вході в розподільну систему озonoповітряної суміші, м вод.ст :

$$H = H_{\text{гідр}} + \rho_{\rho} \cdot \left[\frac{2,2}{(\sum f_{\text{о}} / f_{\text{п}})^2} + 1 \right] \frac{v}{2g} + 0,001 \cdot \frac{2 \cdot 10^4}{d^{1,9}} \cdot q + 0,3, \quad (7.24)$$

де $H_{\text{гидр}}$ – гідростатичний тиск в м; $\rho_{\text{пов}}$ – густина повітря; f_o – площа одного отвору на каркасній трубі, м²; f_p – площа перерізу розподільної каркасної труби, м².

Приклад 7. Розрахунок контактної камери установки озонування для змішування озоно- повітряної суміші з водою.

Вихідні данні: Витрати води, що надходить у контактну камеру $Q_c = 3000$ м³/год. = 2,08 м³/с; тривалість контакту озону з водою $T = 7$ хв. = 420 с; глибина шару води в контактній камер $H = 5,0$ м; кількість контактних камер $n = 2$; внутрішній діаметр керамічної труби $d_{\text{вн}} = 0,064$ м; внутрішній діаметр розподільної труби $d_{\text{рт}} = 0,049$ м; довжина керамічної труби $l = 0,5$ м; відношення газової суміші до об'єму води $\alpha = 0,5$; кількість магістральних розподільних труб $n_{\text{маг}} = 4$; кількість керамічних блоків, що приходить на одну магістральну розподільну трубу $n_{\text{к.тр}} = 12$.

Розв'язок:

Розрахуємо необхідну площу поперечного перерізу контактної камери за формулою (7.15):

$$F_k = \frac{0,83 \cdot 420}{3 \cdot 5,0} = 23,3 \text{ м}^2$$

Визначимо площу усіх пор на керамічній трубі згідно з формулою (7.16):

$$f_{\text{п}} = 0,25 \cdot 3,14 \cdot 0,064 \cdot 0,5 = 0,0251 \text{ м}^2$$

Знаходимо кількість озонованого повітря, що подається по розподільним трубам за залежністю (7.18):

$$q_{\text{оз.пов}} = 0,83 \cdot 0,5 = 0,415 \text{ м}^3/\text{с}$$

Визначимо витрати озонованого повітря у камерах за формулою (9.35).

$$q_{\text{тр}} = \frac{0,415}{3 \cdot 6} = 0,023 \text{ м}^3/\text{с}$$

Знаходимо площу поперечного перерізу магістральної розподільної труби, згідно з рівнянням (7.20):

$$f_{\text{тр}} = \frac{3,14 \cdot 0,049^2}{4} = 1,88 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$$

Розрахуємо швидкість руху повітря у трубопроводі за формулою (7.21);

$$w = 0,023 / (1,88 \cdot 10^{-3}) = 12,2 \text{ м/с}$$

Що відповідає прийнятної швидкості повітря (10...15 м/с).

Знаходимо сумарну активну площу пор усіх керамічних труб, що укладенні в одній камері за формулою (7.22):

$$\sum f_n = 6 \cdot 12 \cdot 0,0251 = 1,8 \text{ м}^2$$

Визначимо витрати повітря, що надходить у воду через пористу поверхню усіх труб однієї камери за залежністю (7.23)

$$q = \frac{12,2}{3 \cdot 1,8} = 2,26 \text{ м}^3 / (\text{с} \cdot \text{м}^2).$$

Практичне заняття 8.

Розрахунок аеротенка-змішувача

Аеротенки – це залізобетонні резервуари зі штучною аерацією завдовжки 30-150 м, завширшки 3-12 м і завглибшки 3-5 м, призначені для біологічного очищення стічних вод за допомогою активного мулу.

Стічна вода та активний мул можуть подаватися у аеротенки та відводитися з них зосереджено з торцевих стінок або рівномірно вздовж довгих сторін коридорів. У першому випадку рідина, що надходить до аеротенків, практично не перемішується з тією, що у них вже перебуває і наступна порція мулової суміші витискує попередню із споруди. Тому такі апарати дістали назву аеротенків – витискувачів. У другому випадку – у аеротенках-змішувачах уся рідина постійно перемішується. Розроблено також апарати із розосередженою подачею стічної води та зосередженою подачею активного мулу та зосередженим випуском мулової суміші.

Аеротенки - витискувачі без регенераторів (рис. 8.1,а) застосовуються для очищення міських та близьких до них за складом виробничих стічних вод, БСК_{повн} яких не перевищує 150 мг/л, або як другий ступінь біологічного очищення (рис.

8.1,2). Причиною обмеженого використання апаратів такого типу є значна нерівномірність споживання кисню по довжині аеротенку, що може призвести до непродуктивних витрат повітря, а також можливість отруєння активного мулу при залповому надходженні виробничих стічних вод з високою концентрацією речовин, токсичних для мікроорганізмів.

З метою забезпечення безперебійної роботи споруд навіть при частковому отруєнні активного мулу 25-75% від об'єму аеротенків виділяють під регенератор, де відбувається аерація зворотного мулу (рис. 8.1,б). За рахунок цього збільшується кількість активного мулу та вміст у ньому життєздатних бактерій, що дозволяє підвищити продуктивність аеротенків та навантаження на них по шкідливим речовинам. Регенератори можуть бути й окремими спорудами, за своєю конструкцією аналогічними аеротенкам.

Нерівномірність швидкості споживання кисню стічною рідиною по довжині аеротенка можна суттєво знизити шляхом ступінчастої подачі стічної рідини або повітря відповідно кривій зниження БСК. Однак повністю виключити нерівномірність споживання кисню дозволяє лише аеротенк-змішувач (рис. 8.1,в), завдяки розосередженому впуску й випуску стічної рідини і активного мулу та інтенсивному перемішуванню. Аеротенки-змішувачі без регенераторів використовують для очищення виробничих стічних вод за відносно невеликих коливань їхнього складу та присутності у воді переважно розчинених органічних речовин. Якщо ж виробничі стічні води містять компоненти, що важко окислюються, емульсовані речовини або їхній склад та витрати коливаються у широких межах, доцільно застосовувати аеротенки-змішувачі з регенераторами.

До недоліків аеротенка-змішувача можна віднести можливість деякого проскакування стічної рідини без достатнього очищення, а також складність конструкції лотків підведення та відведення стічної рідини і активного мулу.

Для очищення стічних вод хімічних підприємств знайшли широке застосування двохступінчасті споруди біологічного очищення (рис.8.1,в). За такої схеми активний мул циркулює тільки в межах свого ступеня, а відтак мікроорганізми мулу добре пристосовуються до окислювання забруднень, що

надходять на відповідний ступінь. Двохступінчасті споруди забезпечують більш стійку роботу при перевантаженнях та вищу ефективність очищення, ніж одноступінчасті та потребують меншого аераційного об'єму. Крім того, надлишковий мул, що утворюється у двохступінчастих системах, має меншу вологість, і відповідно здешевлюється його обробка.

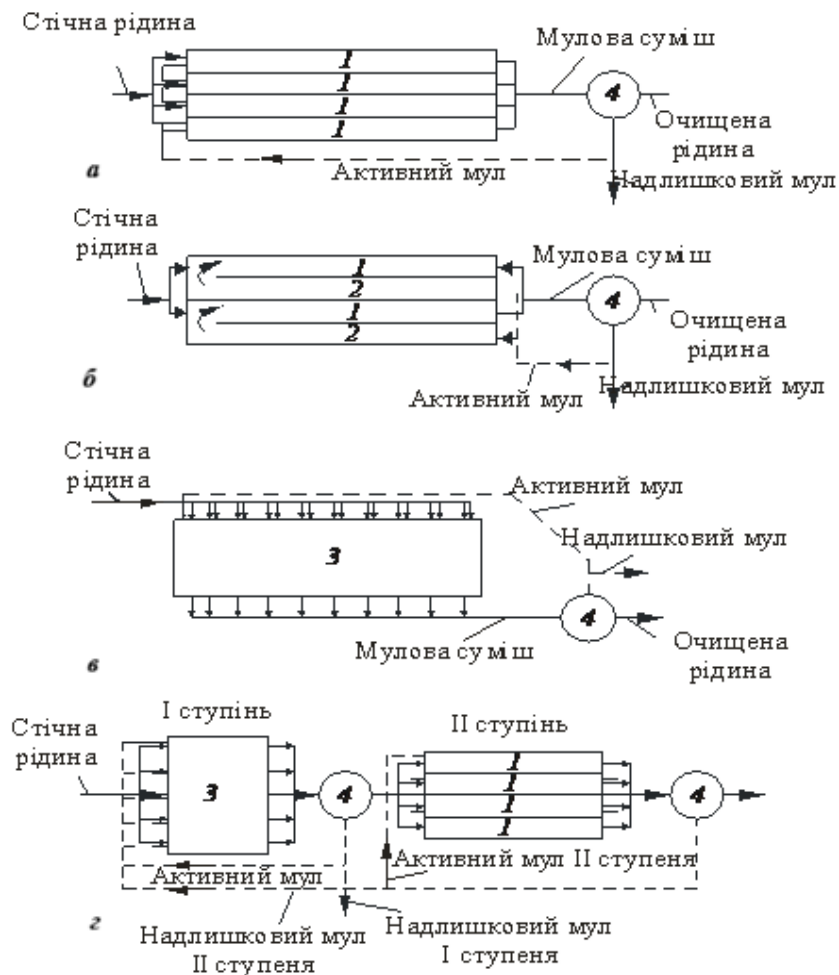


Рис. 8.1. Схеми аеротенків: *а* – із зосередження надходження стоків; *б* – із надходженням стоків та аерацією поворотного зворотного мулу; *в* – із зосередженим впуском та випуском суміші стічної води та активного мула; *г* – двоступеневі аераційні споруди.

1 – аеротенк - витискувач; 2 – регенератор; 3 – аеротенк-змішувач; 4 – відстійник.

У якості аеротенків першого та другого ступенів можуть використовуватися як змішувачі, так і витискувачі із вбудованими та окремими регенераторами або без них. Наприклад, як перший ступінь біохімічного очищення стічних вод систем

каналізації нафтопереробних заводів застосовують аеротенки-змішувачі з регенераторами, а як другий ступінь – аеротенки-змішувачі без регенераторів.

Метою розрахунку аеротенків є визначення їхнього об'єму (відповідно швидкості окислення забруднень) та габаритних розмірів, ф також необхідної дози активного мулу та кількості повітря.

Розрахунок аеротенків-змішувачів без регенераторів проводиться у наступній послідовності.

Визначається середня швидкість окислення у системі аеротенка без регенератора, мг/(г год.), за формулою:

$$\rho = \rho_{\max} \frac{L_{ex} C_o}{L_{ex} C_o + K_l C_o + K_o L_{ex}} \cdot \frac{1}{1 + \phi \cdot a_i}, \quad (8.1)$$

де $\rho_{\max}$ – максимальна швидкість окислення, мг/(г год.); L_{en} , L_{ex} – БСК_{повн} стічних вод, що надходять до аеротенка, та очищених стічних вод відповідно, мг/л; C_o – концентрація розчиненого кисню, мг/л; K_l – константа, що характеризує властивості органічних забруднень, мгБСК_{повн}/(г · год.); K_o – константа, що характеризує вплив кисню, мг O₂/л; ϕ – коефіцієнт інгібування продуктами розкладу активного мулу, л/г; a_i – доза мулу, г/л.

Значення $\rho_{\max}$, K_l , K_o , ϕ залежать від виду стічних вод і наведені у таблиці 8.1. Величина дози активного мулу залежить від типу аеротенка та БСК_{повн} стічних вод, що надходять до аеротенка і визначається за таблицею 8.2.

Потім визначають період аерації, год, за рівнянням:

$$t_{atm} = \frac{L_{en} - L_{ex}}{a_i \cdot (1 - s) \cdot \rho} \quad (8.2)$$

де s – зольність мулу (таблиця 8.1).

Навантаження на 1г беззольної речовини, мг/(г·добу) визначають за формулою:

$$q_i = \frac{24 \cdot (L_{en} - L_{ex})}{a_i \cdot (1 - s) \cdot t_{atm}}. \quad (8.3)$$

Таблиця 8.1

Стічні води	$\rho_{\max}$, МГ $\frac{\text{БСК}_{\text{повн}}}{(\text{г} \cdot \text{год})}$	K_e МГ $\frac{\text{БСК}_{\text{повн}}}{\text{Л}}$	K_0 $\frac{\text{МГ} \cdot \text{O}_2}{\text{Л}}$	ϕ , Л/год	S
Міські	85	33	0,625	0,07	0,3
Нафтопереробних заводів: I система	33	3	1,81	0,17	-
Нафтопереробних заводів: II система	59	24	1,66	0,158	-
Азотної промисловості	140	6	2,4	1,11	-
Заводів синтетичного каучуку	80	30	0,6	0,06	-
Целюлозно-паперової промисловості сульфатно- целюлозного виробництва	650	100	1,5	2	0,16
Целюлозно-паперової промисловості сульфатно- целюлозного виробництва	700	90	1,6	2	0,17
Заводів штучного волокна	90	35	0,7	0,27	-
Фабрик первинної обробки вовни: I ступінь	32	156	-	0,23	-
Фабрик первинної обробки вовни: II ступінь	6	33	-	0,20	-
Дріжджових заводів	232	90	1,66	0,16	0,35
Заводів органічного синтезу	83	200	1,70	0,27	-
Мікробіологічної промисловості виробництва лізину	280	28	1,67	0,17	0,15
Виробництва біовіту і вітаміцину	1720	167	1,50	0,98	0,12
Свиногодувальних комплексів: I ступінь	454	55	1,65	0,176	0,25
Свиногодувальних комплексів: II ступінь	15	72	1,68	0,171	0,30

Об'єм аеротенків, м^3 , розраховують за формулою:

$$W_{at} = q_w t_{atm}, \quad (8.4)$$

де q_w – витрати стічних вод, $\text{м}^3/\text{год}$.

Таблиця 8.2.

БСК _{повн} стічної води, мг/л	Доза мулу, г/л, в залежності від типу аеротенка		
	Аеротенки без регенератора	Аеротенки-відстійники	Аеротенки з регенераторами
До 100	1,2	3,0	-
Понад 100 до 150	1,5	3,4	-
Понад 150 до 200	1,8	3,7	$a = a_{cp}$
Понад 200	1,8...3,0	4,0...5,0	$a = a_{cp}$

Ступінь рециркуляції визначається за формулою:

$$R_r = \frac{a_i}{1000 / J_i - a_i}, \quad (8.5)$$

де J_i - муловий індекс, що залежить від виду стічних вод та навантаження на мул.

Значення J_i наведено у таблиці 8.3.

Таблиця 8.3.

Значення мулового індексу J_i

Стічні води	J_i , см ³ /г, при навантаженні на мул q_i , мг/(г добу)					
	100	200	300	400	500	600
Міські	130	100	70	80	95	130
Нафтопереробних заводів	-	120	70	80	120	160
Заводів синтетичного каучука	-	100	40	70	100	130
Целюлозно-паперових комбінатів	-	220	150	170	200	220
Хімічних комбінатів	-	90	60	75	90	120

Приклад 8.1. Розрахувати аеротенк-змішувач без регенератора для очищення стічних вод заводу з виробництва синтетичного каучуку.

Вихідні дані: Витрати стічних вод $q_w = 1250$ м³/год.; БСК_{повн} стічних вод, що надходять до аеротенка, $L_{en} = 150$ мг/л; БСК_{повн} очищених стічних вод $L_{ex} = 5$ мг/л; Концентрація розчиненого кисню $C_o = 3$ мг/л.

Розв'язок:

Згідно з таблицею 8.1. для стічних вод заводів синтетичного каучуку

Згідно з таблицею 8.1. для стічних вод заводів синтетичного каучуку максимальна швидкість окислення $\rho_{\max}=80$ мг/(г год.); константа, що характеризує властивості органічних забруднень, $K_l=30$ мг БСК_{повн}/(г· год.); константа, що характеризує вплив кисню $K_o=0,6$ мг О₂/л; коефіцієнт інгібування продуктами розкладу активного мулу $\phi=0,06$ л/г; зольність мулу $s=0,15$.

За таблицею 8.2 при БСК_{повн} стічної води > 200 мг/л доза мулу лежить у межах $1,8 \div 3$ г/л. Приймаємо $a_i=2$ г/л.

За формулою (8.1) знаходимо середню швидкість окислення:

$$\rho = 80 \cdot \frac{5 \cdot 3}{5 \cdot 2 + 30 \cdot 2 + 0.6 \cdot 5} \cdot \frac{1}{1 + 0.06 \cdot 2} = 14.68 \text{ мгБСК}_{\text{повн}} / (\text{г} \cdot \text{год})$$

Період аерації визначаємо за формулою (8.2):

$$t_{\text{atm}} = \frac{150 - 5}{2 \cdot (1 - 0.15) \cdot 14.68} = 5.8 \text{ год}$$

Навантаження на мул розраховуємо за формулою (8.3):

$$q_i = 24 \cdot \frac{150 - 5}{2 \cdot (1 - 0.15) \cdot 5.8} = 352.9 \text{ мг} / (\text{г} \cdot \text{добу})$$

Об'єм аеротенків, згідно з формулою (8.4):

$$W_{\text{at}} = q_w t_{\text{atm}} = 1250 \cdot 8.3 = 10375 \text{ м}^3$$

За таблицею 8.3 визначаємо муловий індекс: $J_i=56$ см³/г.

Ступінь рециркуляції знаходимо за формулою (8.5) :

$$R_r = \frac{2}{1000/56 - 2} = 0.13$$

При розрахунку аеротенків-змішувачів з *регенераторами* спочатку визначають коефіцієнт рециркуляції R_r за формулою (8.5), а потім. середню швидкість окислення ρ у системі аеротенка з регенератором за формулою (8.1) та загальний період окислення t_{atm} за формулою (8.2).

Потім розраховують загальний об'єм аеротенка та регенератора, м³, за формулою:

$$W_{\text{atm}} + W_r = q_w \cdot t_{\text{atm}} \cdot \quad (8.6)$$

Загальний об'єм аеротенка, м³, визначається за формулою:

$$W_{atm} = (W_{atm} + W_r) \left(1 + \frac{R_r}{1 - R_r} \right). \quad (8.7)$$

Далі за формулою (8.3) визначають навантаження на мул q_i , згідно з яким за таблицею 8.3 знаходять значення J_i і за формулою (8.5) уточнюються значення R_i .

Доза мулу у аеротенку уточнюється для розрахунку вторинного відстійника за наступною формулою:

$$a_i = \frac{(W_{atm} + W_r) a_i}{\left[W_{atm} + \left(\frac{1}{2R_i} + 1 \right) W_r \right]}. \quad (8.8)$$

Гідравлічне навантаження на вторинний відстійник визначається з урахуванням граничного винесення мулу з відстійника a_i . У відповідності з типом відстійника приймаються коефіцієнт використання об'єму K_{ss} (для вертикального відстійника $K_{ss}=0,35$, для горизонтального – 0,6, для радіального – 0,45) та глибина зони відстоювання H_{set} , м, (для вертикального відстійника $H_{set} = 2,7...3,8$, для горизонтального – 1,5...3,0, для радіального – 1,5...5,0). Гідравлічне навантаження, м³/(м²·год), розраховується за формулою:

$$q_{ssa} = 4,5 K_{ss} H_{set}^{0,8} / (0,1 J_i a_i)^{0,5-0,01 a_i}. \quad (8.9)$$

Розрахунок аеротенків - витискувачів без регенераторів проводиться у наступній послідовності,

За формулою (8.5) розраховується ступінь рециркуляції R_r .

Потім визначається величина БСК_{повн} води, що надходить до аеротенка-витискувача, мг/л, за формулою:

$$L_{mix} = \frac{L_{en} + L_{ex} R_i}{1 + R_i}. \quad (8.10)$$

Період перебування стічних вод у аеротенку розраховується за формулою:

$$t_{atv} = \frac{1 + \varphi a_i}{\rho_{max} C_0 a_i (1 - s)} [(C_0 + K_0) L_t + K_i C_0 \ln L_t] K_p, \quad (8.11)$$

де K_p – коефіцієнт, що враховує вплив повздовжнього перемішування; при повному біологічному очищенні до $L_t = 15$ мг/л; $K_p = 1,5$; при $L_t > 30$ мг/л; $K_p = 1,25$.

Об'єм аеротенка - витискувача W_{at} , м³, розраховується за формулою:

$$W_{at} = t_{atv} (1 + R_i q_w). \quad (8.12)$$

Оскільки до аеротенку надходить суміш стічних та рециркуляційних вод, формула (8.3) набуває вигляду:

$$q_i = 24 \cdot \frac{L_{mix} - L_{ex}}{a_i (1 - s) \rho}. \quad (8.13)$$

За розрахованому значенням q_i знаходимо J_i , уточнюємо значення ступеню рециркуляції R_r за формулою (8.5) і розраховуємо гідравлічне навантаження на вторинний відстійник q_{ssa} аналогічно розрахунку аеротенка – змішувача з регенератором.

Порядок розрахунку аеротенків - витискувачів з регенераторами наступний.

Аналогічно розрахунку аеротенків - витискувачів без регенераторів знаходять значення R_r та L_{mix} .

Розраховують тривалість перебування стічних вод у аеротенку, год., за формулою:

$$t_{atv} = \frac{2,5}{\sqrt{a_i}} \lg \frac{L_{mix}}{L_{ex}}. \quad (8.14)$$

Доза мулу у регенераторі, г/л, визначається за формулою:

$$a_r = \left(\frac{1}{2R_i} + 1 \right) a_i. \quad (8.15)$$

Далі за формулою (8.3) розраховується питома швидкість окислення ρ і визначається тривалість окислення забруднень, год., за формулою:

$$t_o = (L_{en} - L_{ex}) / (R_i \cdot a_r (1 - s) \cdot \rho). \quad (8.16)$$

Тривалість регенерації мулу, год., розраховується за формулою:

$$t_r = t_o - t_{atv}. \quad (8.17)$$

Тривалість перебування у системі аеротенк–регенератор, год.,

розраховується за формулою:

$$t = (1 + R_i)t_{atv} + R_it_r. \quad (8.18)$$

Об'єм аеротенка, m^3 , розраховується за формулою (8.12), а об'єм регенератора – за формулою:

$$W_r = t_r R_i q_w. \quad (8.19)$$

Для уточнення мулового індексу розраховується середня доза мулу у системі аеротенк – регенератор, г/л, за формулою:

$$a_{mix} = [(1 + R_i) \cdot t_{atv} a_i + R_i t_r a_r] / t. \quad (8.20)$$

Далі визначають навантаження на мул q_i за формулою (8.3), потім J_i , уточнюють значення R_i за формулою (8.5) і розраховують гідравлічне навантаження на вторинний відстійник q_{ssa} аналогічно розрахунку аеротенка – змішувача з регенератором.

Якщо уточнені значення ступеню рециркуляції істотно відрізняються від попередньо розрахованих, розрахунок повторюють з уточненим значенням R_i .

ВИКОРИСТАНА ЛІТЕРАТУРА

1. Навчально-методичний посібник "Технології захисту водного середовища" для спеціальностей 101"Екологія", 183 «Технології захисту навколишнього середовища» всіх форм навчання / Полтава: НУ «Полтавська політехніка імені Юрія Кондратюка», Миколаїв: Національний університет кораблебудування імені адмірала Макарова. 2022. – 306 с.
2. Благодатний В.В., Магась Н.І. Методичні вказівки до виконання практичних робіт з дисципліни «Методи та засоби очищення повітря та води від забруднень» . Миколаїв: НУК, 2011. 56с.
3. Технологія та обладнання одержання питної та технічної води: Практикум (Частина 2). навчальний посібник для студ. спеціальності 161 «Хімічні технології та інженерія», спеціалізації «Хімічні технології неорганічних речовин та водоочищення» / Толстопалова Н.М., Літинська М.І, Обушенко Т.І., Астрелін І.М., Сангінова О.В. – Київ : КПП ім. Ігоря Сікорського, 2020. – 181 с..
4. Процеси захисту навколишнього середовища / М.М. Зацеркляний, О.М. Зацеркляний, Т.Б. Столевич. Одеса: Фенікс, 2017. 454с.
5. Шалугін, В.С., Шмандій В.М. Процеси і апарати промислових технологій / К: Центр учбової літератури, 2008. 392с.
6. Процеси та апарати природоохоронних технологій : у 2т./ Л.Д.Пляцук, Р.А. Васькін, В.П. Шапорев та ін. Суми : Сумський державний університет , Т.1 2017. 456 с.
7. Обробка технологічних рідин та стічних вод. / Рижков С.С. та ін. - Херсон, Олді+, 2018- 316с
8. Благодатний В.В. Розрахунок природоохоронних систем та апаратів / В.В. Благодатний , О.С. Рижков. М.: видавництво О.С.Торубари, 2012. 68с.
9. Промислова екологія / С.О. Апостолук, В.С. Джигирей, І.А. Соколовський та ін. К.: Знання, 2012. 430 с.
10. Технології захисту навколишнього середовища ч.2. Методи очищення січних вод. / Петрук В.Г. та ін. - Херсон, Олді+, 2019- 298с.

11. Водопостачання, водовідведення та покращення якості води. Методичні вказівки до практичних занять для здобувачів вищої освіти першого (бакалаврського) рівня спеціальності 101 «Екологія» / Укл.: Буяльська Н.П. – Чернігів: НУ «Чернігівська політехніка», 2024. – 92 с.
12. Очистка й знезараження стічних вод. Методичні рекомендації до виконання практичних робіт студентами напряму підготовки 6.040106 Екологія, охорона навколишнього середовища та збалансоване природокористування / О.С. Ковров, Ю.В. Бучавий. – Д. : Національний гірничий університет, 2013. – 51 с.
13. Степова О.В., Очищення стічних вод -. Полтава: Видання НУПП імені Юрія Кондратюка, 2023.- 205 с.
14. Проектування природоохоронних систем та обладнання [Електронний ресурс] : методичні рекомендації до виконання практичних робіт для здобувачів ступеня бакалавра освітньо-професійної програми «Технології захисту навколишнього середовища» зі спеціальності 183 Технології захисту навколишнього середовища / уклад. Д.В. Кулікова; М-во освіти і науки України, Нац. техн. ун-т «Дніпровська політехніка». Дніпро : НТУ «ДП», 2024. 98 с.

ДОДАТОК

Таблиця 1.

Сталеві водогазопровідні труби

d_y , мм	d_n , мм	легких			звичайних			підсилених		
		S , мм	Маса 1 м, кг	Nt , м	S , мм	Маса 1 м, кг	Nt , м	S , мм	Маса 1 м, кг	Nt , м
6	10,2	1,8	0,3729	2682	2	0,4044	2473	2,5	0,4747	2106
8	13,5	2	0,5672	1763	2,2	0,6131	1631	2,8	0,7389	1353
10	17	2	0,7398	1352	2,2	0,8030	1245	2,8	0,9805	1020
15	21,3	2,35	1,098	910,5	-	-	-	-	-	-
15	21,3	2,5	1,159	862,7	2,8	1,277	782	3,2	1,428	700,1
20	26,8	2,35	1,417	705,7	-	-	-	-	-	-
20	26,8	2,5	1,498	667,5	2,8	1,657	603,4	3,2	1,862	536,9
25	33,5	2,8	2,120	471,7	3,2	2,391	418,2	4,0	2,910	343,6
32	42,3	2,8	2,728	366,6	3,2	3,086	324,1	4,0	3,778	264,7
40	48	3	3,329	300,4	3,5	3,841	260,3	4,0	4,340	230,4
50	60	3	4,217	237,1	3,5	4,877	205,1	4,5	6,159	162,4
65	75,5	3,2	5,706	175,3	4	7,053	-141,8	4,5	7,879	126,9
80	88,5	3,5	7,337	136,3	4	8,336	120,0	4,5	9,322	107,3
90	101,3	3,5	8,442	118,5	4	9,598	104,2	4,5	10,74	93,09
100	114	4	10,85	92,16	4,5	12,15	82,29	5,0	13,44	74,41)
125	140	4	13,42	74,54	4,5	15,04	66,50	5,5	18,24	54.81
150	165	4	15,88	62,96	4,5	17,81	56,14	5,5	21,63	46.22

Навчальне видання

В.В. БЛАГОДАТНИЙ, Г.Г. ТРОХИМЕНКО.

ТЕХНОЛОГІЇ ОЧИЩЕННЯ ВОДИ

Методичні вказівки

Формат 60×84¹/₁₆. Ум. друк. арк. 3,0. Тираж 100 пр. Зам. № 729-095.

ВИДАВЕЦЬ І ВИГОТОВЛЮВАЧ
Поліграфічне підприємство СПД Румянцева Г. В.
54038, м. Миколаїв, вул. Бузника, 5/1.
Свідоцтво МК № 11 від 26.01.2007 р.