

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ УКРАЇНИ

ВІННИЦЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ

М.А. Клименко, Л.І. Северин

ЗАХИСТ ГІДРОСФЕРИ

Вінниця ВПІ 1993

Методвказівки мають перелік очисних споруд, по яких наводяться: конструкції, методики розрахунків, необхідні довідкові матеріали. Вони розраховані для студентів всіх спеціальностей та форм навчання.

Рис. 57. Табл. 43. Бібліогр.: 31 наймен.

КЛИМЕНКО Микола Андрійович

СЕВЕРИН Леонід Іванович

Захист гідросфери

Рецензенти: Г.А. Корчинський, проф., д.х.н.,  
А.Ф. Паламарчук, проф., д.т.н.,  
Ю.Ф. Виговський /ВЦЕМ/.

## П Е Р Е Д М О В А

Методвказівки є першою систематизованою працею, в яких викладені теоретичні положення та інженерні розрахунки захисту природної води від забруднення стічними водами промисловості, сільського господарства та міст.

Вони написані під редакцією проф., к.т.н. Клименко М.А., ним написаний розділ 8; розділи 1-7 - Севериним Л.І.

Автори дякують за критичний розгляд рукопису та цінні вказівки проф., д.х.н. Г.А. Корчинському, проф., д.т.н. А.Ф. Паламарцуку, Ю.Ф. Виговському /ВЦПЕМ/.

## ОСНОВНІ ПОЗНАЧЕННЯ І ОДИНИЦІ ВЕЛИЧИН

- $Q_b$  - найменша середньомісячна витрата води водоймищем, м<sup>3</sup>/с;
- $q_b$  - кількість стічних вод, які поступають у водоймище, м<sup>3</sup>/с;
- $\varepsilon$  - необхідна ефективність очищення стічних вод, %;
- $C$  - вміст завислих речовин у водоймищі, г/м<sup>3</sup>;
- $C$  - допустиме збільшення завислих речовин у водоймищі, г/м<sup>3</sup>;
- $C_n, C_b$  - концентрація завислих речовин у стічних водах відповідно до і після очищення;
- $m$  - гранично допустимий вміст завислих речовин у стічних водах, г/м<sup>3</sup>;
- $L_{20}$  - біохімічна потреба кисню /БПК<sub>повн.</sub>/ для завершення повного біохімічного процесу за 20 діб, г/м<sup>3</sup>;
- $L_n, L_b$  - БПК<sub>повн.</sub> стічних вод відповідно до і після очищення, г/м<sup>3</sup>;
- $L_{2g}$  - гранично допустима БПК<sub>повн.</sub>, г/м<sup>3</sup>;
- $L_p$  - БПК<sub>повн.</sub> річковою водою, г/м<sup>3</sup>;
- $L_{ст}$  - допустима максимальна БПК<sub>повн.</sub> стічних вод для даного водоймища, г/м<sup>3</sup>;
- $L_{повн.}^p$  - БПК<sub>повн.</sub> в розрахунковому створі, г/м<sup>3</sup>;
- $q_{ж}$  - норма забруднюючих воду речовин на одного жителя, г/доб;
- $q_{д}$  - норма водовідведення, л/доб на одну людину;
- $O$  - мінімальний вміст кисню у воді, г/м<sup>3</sup>;
- $O_p$  - вміст кисню в річковій воді до місця спуску стічних вод, г/м<sup>3</sup>;
- $\alpha$  - коефіцієнт змішування;
- $t$  - тривалість змішування води у водоймищі, діб;
- $n$  - кратність розбавлення води у водоймищі;
- $\alpha$  - коефіцієнт, залежний від гідравлічних умов змішування;
- $\psi$  - коефіцієнт звивистості русла річки;
- $E$  - коефіцієнт турбулентної дифузії;
- $T_{ст}$  - температура стічних вод, °С;
- $T_{макс}$  - максимальна літня температура води у водоймищі, °С;
- $T_{доп}$  - допустиме підвищення температури води у водоймищі, °С;
- $V$  - середня швидкість течії води в річці, м/с;
- $H_{ср}$  - середня глибина річки, м.

## РОЗДІЛ I. ЗАГАЛЬНІ ВІДОМОСТІ

### I.1. Категорії стічних вод

Стічні води - це води, які внаслідок використання їх на побутові або виробничі потреби суттєво погіршили свої первинні властивості, стали непридатні на такі потреби, а також негативно впливають на гідросферу. До них також відносяться води, які стікають з територій населених місць, промислових підприємств і сільськогосподарських полів внаслідок випадання атмосферних опадів

В залежності від походження, виду і якісної характеристики домішок стічні води можна розділити на три основні категорії: побутові /господарчо-фекальні/, виробничі /промислові/ і дощові /атмосферні/. До категорії дощових вод можна віднести полявно-мийні води.

До побутових відносяться води від кухонь, туалетних кімнат, душових, бань, пралень, ідалень, лімарень, а також господарчі води, які використані при митті приміщень. Вони поступають як від побутових і громадських будівель, так і від побутових приміщень промислових підприємств. По природі забруднень вони можуть бути фекальні, забруднені в основному фізіологічними покидьками, і господарчі, забруднені різного господарчими відходами.

До виробничих стічних вод відносяться води, використані в технологічному процесі і не відповідають вимогам, які пред'являються цим процесом до їх якості, а тому підлягають виведенню з території підприємств. До них відносяться також води, які відкачуються на поверхню землі при добуванні корисних копалин /вугілля, нафти, руди тощо/.

Дощові води створюються внаслідок випадання атмосферних опадів. Їх підрозділяють на дощові і талі, які виникають при розтаванні льоду і снігу. Характерна особливість дощового стоку - його епізодичність і різка нерівномірність.

Від промислових підприємств відводяться стічні води всіх трьох категорій. Режим відведення стічних вод в зовнішню каналізаційну систему і їх кількість залежить від багатьох умов: потужності підприємства, числа робочих змін, виду сировини, технології виробництва, числа промислових установок і апаратів, а також режиму їх роботи, питомого розходу води на одиницю продукції та інше.

## 1.2. Характеристика забруднень

Найбільш широко розповсюдженим видом забруднень стічних вод є нерозчинні домішки або, як їх часто називають, завислі речовини.

Відносна кількість завислих речовин в I л стічних вод коливається в надзвичайно широких межах - від 0,005 до 0,5% її маси. По розмірах і густині окремих частин нерозчинні домішки дуже /надто/ різноманітні, особливо велика їх різноманітність у виробничих стічних водах.

Забруднені домішки, що надходять у водоймища, поділяють на мінеральні, органічні і біологічні.

До мінеральних належать: пісок, глина, золи і шлаки, розчини і емульсії солей, кислот, лугу і мінеральних масел та інших неорганічних сполук. Ці домішки погіршують фізико-хімічні та органо-лептичні властивості води, отруюють фауну водоймищ, сприяють замуленню водоймищ.

Органічні забруднення містять різні речовини рослинного і тваринного походження /рештки рослин, овоців, плодів тощо/. До цієї групи відносять також смоли, феноли, барвники, спирти, альдегіди, органічні сполуки, які вміщують сірку і хлор, різні пестициди, що зливаються у водоймища із сільськогосподарських угідь, синтетичні активні речовини та ін.

Біологічні забруднення /хвороботворні бактерії і віруси, збудники інфекцій/ потрапляють у водоймища з побутовими стічними водами і стоками деяких виробництв, у тому числі і з виробництва тваринницької продукції.

Використання таких природних вод для пиття, купання, миття посуду, овоців, фруктів призводить, як правило, до захворювання холерою, інфекційним гепатитом, дезинтерією, черевним тифом, різними видами гельмінтів та ін.

Найнебезпечнішим для природних вод, здоров'я людей, тварин і риб є забруднення водоймищ різними радіоактивними відходами. У організмах рослин, риб і тварин відбуваються процеси біологічної концентрації радіоактивних речовин. Дрібні організми, що містять ці речовини в невеликих дозах, поглинаються більшими, в яких уже виникають небезпечні концентрації. Тому окремі прісноводні риби в декілька тисяч разів радіоактивніші за водне середовище, в якому вони живуть. У зв'язку з цим усі стічні води з радіоактивністю понад 100 Кі/л зливають у спеціальні підземні резервуари чи закачують у глибокі підземні безстічні басейни.

Застосовується також обезводнювання з наступним виготовленням "блоків" і їх захороненням у відповідних місцях.

Шкідливі речовини забруднюють природні води, завдають великої шкоди природі і економіці. Вони порушують екологію водоймищ, скорочують їх біологічні ресурси.

### 1.3. Методи захисту водного середовища

У нашій країні умови функціонування водних об'єктів регламентуються водним законодавством та іншими правовими актами. У них сформульовано вимоги до стану водних об'єктів. Вони зросли у зв'язку з поглибленням знань з екології, соціології, економіки, техніки та ін. Охорона водних об'єктів забезпечується системою організаційних, технічних, економічних, юридичних та меліоративних заходів, спрямованих на запобігання наслідкам забруднення, засмічення, виснаження та їх усунення.

Основні принципи охорони вод викладені в "Санитарних правилах и нормах охраны поверхностных вод от загрязнения" /1988/. У них чітко сформульовано вимоги до умов скидання стічних вод у водоймища, приведені уточнені нормативи якості води, що скидається у водоймища; у спеціальному параграфі зазначається, що при скиданні стічних вод у межах міста або населеного пункту, це місто чи населений пункт є першим розрахунковим пунктом водокористування; приведені умови відведення стічних вод у водоймища, порядок контролю за ефективністю очищення, знезараження і знешкодження стічних вод.

Згідно з Правилами вимоги до складу і властивостей води водних об'єктів поблизу пунктів господарсько-питного /I категорія/ і культурно-побутового /II категорія/ водокористування такі:

вміст завислих речовин після скидання стічних вод не повинен збільшитися більше як на 0,25 мг/л для господарсько-питного водокористування, а також для водопостачання харчових підприємств і на 0,75 мг/л для культурно-побутового водокористування;

на поверхні водоймищ не допускається утворення плаваючих плівок, плям мінеральних масел та інших домішок;

вода має бути без сторонніх запахів і присмаку;

кількість розчинного кисню у воді повинно бути не менше 4 мг/л в лобий час року в пробі, взятій о полудні при температурі 20° С;

біохімічна потреба в кисні /БПК/, тобто кількість кисню, витраченого на біохімічне окислення органічних речовин, при температурі 20° С не повинна перевищувати 3 мг/л і 6 мг/л для водоймищ і водотоків відповідно першої і другої категорій;

при скиданні у водоймище суміші виробничих і побутових стічних вод реакція рН /водневий показник/ не повинна виходити за межі 6,5...8,5;

не допускається вміст у водоймищі отруйних речовин, здібних виявити шкідливу дію на людей і тварин;

вода не повинна вміщувати збудників хвороби;

підвищення температури в водоймищі чи водотоці при спусканні в нього стоків допускається не більше як на 3°С /порівняно з максимальною температурою води в літній період/;

мінеральний склад сухого залишку не повинен бути більше 1000 мг/л /в тому числі хлоридів - 350 мг/дм<sup>3</sup> і сульфатів - 500 мг/дм<sup>3</sup>/.

Підприємства, організації та заклади, діяльність яких впливає на стан вод, зобов'язані здійснювати заходи, які б забезпечували охорону вод від забруднень, а також поліпшували їх стан.

Кардинальним вирішенням проблеми захисту водних ресурсів від промислового забруднення на сьогодні є утворення безвідходних і маловідходних виробництв;

улаштування зворотних та замкнутих систем водопостачання;

скорочення чи припинення надходження домішок в стічні води шляхом упорядкування чи зміною технологічних процесів виробництва;

ліквідація відвалів виробничих і побутових відходів, з яких продукти відходів змиваються поверхневим чи дренажним стоком;

очистка стічних вод;

закачування в глибокі поглинаючі горизонти стічних вод, до яких поки ще не знайдено ефективного способу очищення.

Великого значення надається комплексу заходів по запобіганню забруднення водоймищ добривами, пестицидами та відходами тваринницьких комплексів.

#### 1.4. Визначення необхідного ступеню очищення стічних вод

Розрахунок необхідного ступеню очищення стічних вод, які спускаються у водоймища, проводиться по наступних показниках: по кількості завислих речовин;



вмісту розчиненого у воді водоймища кисню;  
 допустимої температури стічних вод;  
 зміні значення величини активної реакції рН;  
 по вмісту шкідливих речовин.

1.4.1. Розрахунок необхідного \* ступеню очищення стічних вод по завислих речовинах. Гранічно допустимий вміст /ГДВ/ завислих речовин  $m$ , г/м<sup>3</sup>, в стічних водах знаходиться по формулі

$$m = c \left( \frac{\alpha Q_B}{Q_B} + 1 \right) + C, \quad / 1.1 /$$

- де  $\alpha$  - коефіцієнт змішування;
- $C$  - допустиме санітарними нормами збільшення вмісту завислих речовин у водоймищі після спуску стічних вод, г/м<sup>3</sup>;
- $Q_B$  - найменша середньомісячна витрата води у водоймищі 95%-ного забезпечення, м<sup>3</sup>/с;
- $Q_B$  - кількість стічних вод, які поступають у водоймище, м<sup>3</sup>/с;
- $C$  - вміст завислих речовин у водоймищі до спуску в нього стічних вод, г/м<sup>3</sup>.

Якщо в складі очисної станції передбачено біологічне очищення, то винесення мулу із вторинних відстійників не повинно перевищувати величини  $m$ , тобто гранічно допустимого вмісту завислих речовин.

Ступінь необхідного очищення по завислих речовинах  $\xi$ , %, визначається по формулі

$$\xi = \frac{C_n - m}{C_n} \cdot 100, \quad / 1.2 /$$

де  $C_n$  - кількість завислих речовин в стічній воді до очищення, мг/л.

1.4.2. Розрахунок необхідного ступеню очищення стічних вод по розчиненому у воді водоймища кисню. Згідно з правилами спуску вод у воді водоймища після змішування з стічною водою вміст розчиненого кисню повинен бути не нижче 4 мг/л, а для рибогосподарських водоймищ - 6 мг/л. Виходячи з цього, можна визначити допустиму для даного водоймища максимальну БПК стічних вод  $L_{ст}$ , г/м<sup>3</sup>

$$L_{ст} = \frac{a Q_B}{0,4 q_B} (O_p - 0,4 L_p - O) - \frac{O}{0,4} \quad / 1.3 /$$

- де  $L_{ст}, L_p$  - повна біохімічна потреба кисню відповідно стічними водами і річковою водою, г/м<sup>3</sup>;
- $O_p$  - вміст розчиненого кисню в річковій воді до місця спуску стічних вод, г/м<sup>3</sup>;
- $O$  - мінімальний вміст кисню у воді /3 чи 6 г/м<sup>3</sup>/;
- 0,4 - коефіцієнт для перерахунку БПК<sub>повн.</sub> в двохдобове.

Біохімічну потребу в кисні /БПК/ стічної рідини визначають лабораторним шляхом. БПК в 5-добовій пробі при температурі 20° С позначається БПК<sub>5</sub>. Основним показником для розрахунків очисних споруд служить величина БПК<sub>повн.</sub>, тобто кількість кисню, який витрачається для повного окислення біохімічним шляхом органічних речовин стічних вод. Для багатьох видів стічних вод для завершення повного біохімічного процесу необхідно 20 діб, тобто БПК<sub>повн.</sub> = БПК<sub>20</sub>.

По нормах проектування систем каналізації БПК<sub>повн.</sub> відстояної рідини приймається рівним 40 г/добу на одного жителя, а БПК<sub>повн.</sub> невідстояної - 7,5 г/добу /табл. I.I/.

Таблиця I.I  
Норми забруднюючих воду речовин на одного жителя

Показник	г/доб
Завислі речовини	65
БПК <sub>повн.</sub> неосвітленої води	75
БПК <sub>повн.</sub> освітленої води	40
Азоталюмінієвих солей	8
Фосфати P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	3,3
в т.ч. від мийних речовин	1,6
Хлориди С	9
Поверхнево-активні речовини /ПАВ/	2,5

Концентрація стічних вод по БПК<sub>20</sub>  $L_{20}$ , г/м<sup>3</sup>, в залежності від норми водовідведення може бути визначена по формулі

$$L_{20} = \frac{q_{ж} \cdot 1000}{q_{г}} , \text{ г/м}^3 \quad / \text{ I.4/}$$

де  $L_{20}$  - БПК<sub>20</sub>, г/м<sup>3</sup>;

$q_{ж}$  - норма забруднюючих воду речовин на одного жителя, г/доб /табл. I.I/;

$q_{д}$  - норма водовідведення, л/доб на одну людину.

Для більш повної оцінки вмісту органічних речовин в стічній воді визначають хімічну потребу в кисні /ХПК/ - загальну кількість кисню, необхідного для переведення вуглецю органічних з'єднань у вуглекислоту, водню у воду, азоту в аміак, сірки в сірчаний ангідрид.

Розрахунок необхідного ступеню очищення стічних вод по БПК<sub>повн</sub> другим методом враховує самоочищення стічних вод у водоймищі за рахунок біологічних процесів, а також розбавлення стічних вод водами водоймища

$$L_{ст} = \frac{\alpha Q_в}{q_в \cdot 10^{-k_{ст} t}} \left( L_{2g} - L_p \cdot 10^{-k_p t} \right) + \frac{L_{2g}}{10^{-k_{ст} t}} , \quad / \text{ I.5/}$$

де  $k_{ст}, k_p$  - константи швидкості потреб кисню стічною і річковою водою;

$L_{2g}$  - гранично допустима БПК<sub>повн</sub> суміші річкової і стічної води в розрахунковому створі /рис. I.I/; для водоймищ питного і культурно-побутового водокористування I і II категорії ця величина відповідно рівна 3 і 6 мг/л;

$L_p$  - БПК<sub>повн</sub> річкової води до місця випуску стічних вод, мг/л;

$t$  - тривалість перемішування води від місця випуску стічних вод до розрахункового створу, рівна відношенню відстані по фарватеру між місцем випуску вод і розрахунковим створом до середньої швидкості течії води в річці на даній ділянці  $V_{ср}$ , діб.

Необхідний ступінь очищення  $\epsilon$ , %, визначають

$$\epsilon = \frac{L_n - L_{ст}}{L_n} \cdot 100, \quad / \text{ I.6/}$$

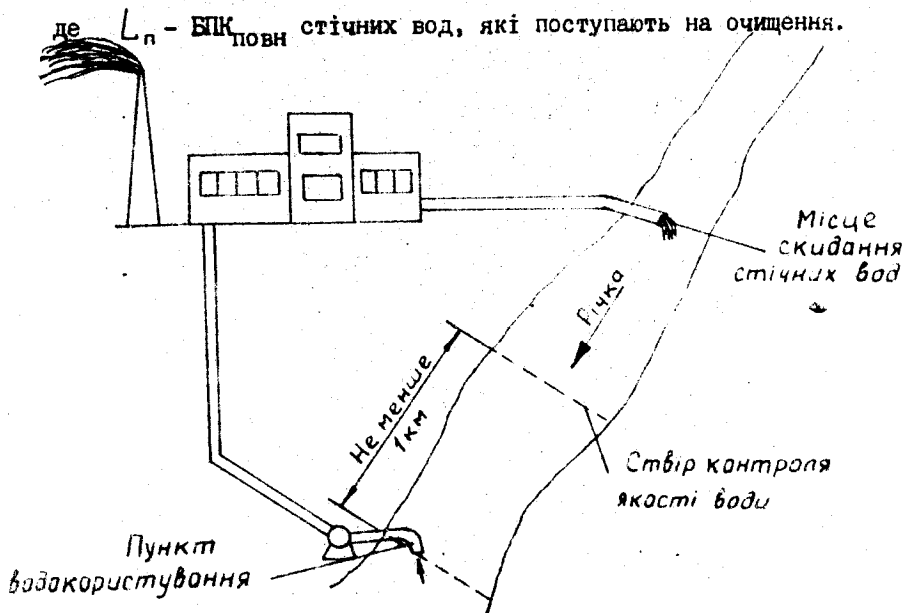


Рис. 1.1. Розміщення створу контролю якості води на річці.

1.4.3. Розрахунок допустимої температури стічних вод перед спуском у водоймище. Розрахунок на підвищення температури проводять, виходячи з умов, що температура води літом /максимальна температура/ не повинна підвищуватися в місці спуску стічних вод більше як на  $3^{\circ}\text{C}$ . Температура стічних вод, які скидаються у водоймище  $T_{\text{ст}}$ ,  $^{\circ}\text{C}$ , повинна задовольняти умову

$$T_{\text{ст}} \leq n T_{\text{доп.}} + T_{\text{макс.}} \quad / 1.7 /$$

де  $T_{\text{доп.}}$  - допустиме по санітарних нормах підвищення температури води водоймища,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$n$  - кратність розбавлення води

$$n = \frac{\alpha Q_{\text{в}} + q_{\text{в}}}{q_{\text{в}}}, \quad / 1.8 /$$

Тут  $\alpha$  - коефіцієнт, залежний від гідравлічних умов змішування.

Коефіцієнт  $\alpha$  знаходиться по формулі

$$\alpha = 5 \sqrt{E/q_{\text{в}}}, \quad / 1.9 /$$

- $\xi$  - коефіцієнт, який враховує місце розташування випуску /для берегового випуску  $\xi = 1$ , для руслового  $\xi = 1,5$ /;  
 $\Psi$  - коефіцієнт звивистості русла - відношення довжини русла від випуску до розрахункового створу по фарватеру до відстані між цими параметрами по прямій;  
 $E$  - коефіцієнт турбулентної дифузії, який знаходиться по формулі

$$E = \frac{V_{cp} \cdot H_{cp}}{200} \quad / \text{ I.10/}$$

Тут  $V_{cp}$  - середня швидкість течії води в річці на ділянці між випуском води і розрахунковим створом, м/с;

$H_{cp}$  - середня глибина річки на тій же ділянці, м.

1.4.4. Визначення необхідного ступеню очищення води по змінованні рН. При скиданні у водоймища стічних вод, зміщуючих розчинні кислот чи лугів, спостерігається зміна лужності і активної реакції води водоймища. Кислоти, взаємодіючи з бікарбонатами кальцію, знижують лужність води і підвищують вміст вільної вуглекислоти. При надходженні у водоймище лужних стоків останні нейтралізуються вільною вуглекислотою і бікарбонатами.

Зв'язок між концентрацією водневих іонів рН, бікарбонатною вугільною кислотою  $\text{HCO}_3^-$  і вільною вугільною кислотою  $\text{CO}_2$  виражається у вигляді наступних залежностей: при скиданні кислих стоків

$$\text{pHф} = \text{pK}_1 + \lg \frac{\text{Pr } A[\text{HCO}_3^-] - \text{ПфВ}}{\text{Pr } A \text{ CO}_2/44 + \text{ПфВ}} \geq 6,5,$$

де рНф - активна реакція води в розрахунковому створі при фактичному режимі;

$\text{pK}_1$  - мінусовий логарифм першої константи дисоціації вугільної кислоти;

Pr, Пф - розрахункова і фактична кратність розбавлення;

$$A = 1 + 10^{\text{pHф} - \text{pK}_1};$$

$$B = [\text{HCO}_3^-] - \text{CO}_2/44 \times 10^{\text{pHф} - \text{pK}_1};$$

$[\text{HCO}_3^-]$  - концентрація бікарбонатів, мг 'екв/л;

$\text{CO}_2$  - концентрація вільної вугільної кислоти, мг/л, при

скиданні лужних стічних вод

$$pH_f = pK_1 + \lg \frac{\text{Пр А} [\text{HCO}_3^-] - 0,273 \text{ Пф В}}{\text{Пр А} \text{ CO}_2/44 - \text{Пф В}} \leq 8,5,$$

де  $A = 0,273 - 10^{pH_f - pK_1}$ ;  
параметр В визначається так само, як і при скиданні кислих стічних вод.

Таким чином, при скиданні лужних і кислих стоків необхідно, щоб pH природної води не виходила за межі 6,5...8,5 /для водоймищ питного і культурно-побутового водокористування/.

Для визначення максимального вмісту кислоти  $C_k$  і лугів  $C_d$ , допустимого при скиданні вод у водоймище, необхідні дані

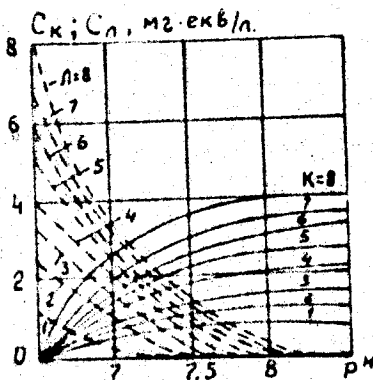


Рис. 1.2. Номограма для розрахунку допустимого скидання у водоймище кислих і лужних вод.

про pH і лужності природної води. Для забезпечення точності підрахунку вмісту  $C_k$  і  $C_d$  розроблений графічний метод розрахунку по номограмах /рис. 1.1/, де суцільні криві використовуються при знаходженні  $C_k$ , а штрихові - при визначенні  $C_d$ . Кількість кислот і лугів, які нейтралізуються 1 л води водоймища, розраховуються в мг-екв. на 1 л розчину.

Допустима кількість кислот  $C_{\text{доп.к}}$  чи лугів  $C_{\text{доп.л}}$  у стічній воді в мг-екв/л з умови розбавлення їх водою джерела в  $n$  раз визначається по формулах:

$$C_{\text{доп.к}} = 1/n - 1/C_k; \quad / 1.11 /$$

$$C_{\text{доп.л}} = 1/n - 1/C_d. \quad / 1.12 /$$

1.4.5. Розрахунок необхідного ступеню очищення стічних вод по вмісту шкідливих речовин. Шкідливі і отруйні речовини нормуються по принципу лімітуючого показника шкідливості /ЛПШ/ залежно від найбільш можливої несприятливої дії.

Санітарний стан водоймища при скиданні в нього із стічними водами шкідливих і отруйних речовин вважається задовільним, якщо дотримуються дві основні умови: гранично допустима концентрація кожної речовини, яка входить у визначений лімітуючий показник шкідливості, зменшена в стільки разів, скільки одиниць шкідливих речовин знаходиться в стічних водах і водоймищі; сума відношень концентрацій  $C_1, C_2, \dots, C$  / декількох шкідливих речовин до відповідних гранично допустимих концентрацій  $ГДК_1, ГДК_2, \dots, ГДК$  / не повинна перевищувати одиниці

$$\frac{C_1}{ГДК_1} + \frac{C_2}{ГДК_2} + \dots + \frac{C}{ГДК} \leq 1. \quad / \text{I.13} /$$

звідки виходить, що кожна речовина в розрахунковому створі водокористування повинна мати концентрацію

$$C_i = ГДК_i \left( 1 - \sum_{m=1}^{i-1} \frac{C_m}{ГДК_m} \right) \quad / \text{I.14} /$$

Приклад I.I. Визначити необхідний ступінь очищення стічних вод, якщо відомо: витрати вод річки  $Q_6 = 20 \text{ м}^3/\text{с}$ , в яку скидаються стічні води в кількості  $q_6 = 0,4 \text{ м}^3/\text{с}$ ; концентрація завсілях речовин в стічних водах  $C_n = 250 \text{ мг/л}$ ; ділянка водоймища, в яке скидаються стічні води, відноситься до II категорії питного і культурно-побутового водокористування; концентрація завсілях речовин в річці до спускання стічних вод  $C = 5 \text{ мг/л}$ ; коефіцієнт змішування  $\alpha = 0,75$ .

### Р і ш е н н я

1. Для даної ділянки водоймища допустиме збільшення вмісту завсілях речовин  $\vartheta = 0,75 \text{ мг/л /днів}$ . розділ I.3/.

2. Знаходимо гранично допустимий вміст завсілях речовин в стічних водах

$$m = C \left( \frac{\alpha Q_6}{q_6} + 1 \right) + C = 0,75/0,75 \cdot 20/0,4 + 1 + 5 = 33,875 \text{ мг/л}$$

3. Розраховуємо необхідний ступінь очищення стічних вод

$$\xi = / C_n - m / \cdot 100 / C_n = / 250 - 33,875 / \cdot 100 / 250 = 86,45\%$$

Приклад 1.2. Витрати води в річці рівні  $Q_6 = 60 \text{ м}^3/\text{с}$ , кількість стічних вод, які поступають в річку, -  $q_6 = 2 \text{ м}^3/\text{с}$ . Коефіцієнт змішування  $\alpha = 0,4$ . Вміст розчиненого кисню в природній воді до місця спускання стічних  $O_p = 8,5 \text{ мг/л}$ . Визначити, який ступінь очищення стічних вод по вмісту розчиненого кисню, якщо БПК<sub>повн</sub> стічної води  $L_p = 380 \text{ мг/л}$ , а БПК<sub>повн</sub> в розрахунковому створі  $L_{\text{повн}}^p = 3 \text{ мг/л}$ .

### Р і ш е н н я

I. Розрахунковий створ водоймища по виду водокористування відноситься до джерел для питних і культурно-побутових цілей II категорії, тому ГДК розчиненого кисню розраховується по формулі

$$L_{\text{ст}} = \frac{\alpha Q_6}{0,4 q_6} (O_p - 0,4 L_p - O) - \frac{O}{0,4} =$$

$$= \frac{0,4 \cdot 60}{0,4 \cdot 2} / 8,5 - 0,4 \cdot 3 - 4/ - \frac{4}{0,4} = 89 \text{ мг/л.}$$

2. Знаходимо необхідний ступінь очищення стічних вод

$$\xi = (C_p - m) \cdot 100/C = /380 - 89/ \cdot 100/380 = 76,6\%$$

Приклад 1.3. Яка повинна бути температура стічних вод перед скиданням у водоймище, якщо максимальна літня температура природної води до місця випуску стічної рівна  $T_{\text{макс.}} = 17^\circ \text{C}$ , а кратність розбавлення стоків  $n = 20$ ?

### Р і ш е н н я

Температура стічної води, яка скидається у водоймище повинна бути

$$T_{\text{ст}} \leq n \cdot T_{\text{доп}} + T_{\text{макс.}} = 20 \cdot 3 + 17 = 77^\circ \text{C.}$$

Приклад 1.4. Визначити концентрації забруднень в побутових стічних водах при нормі водовідведення  $q_3 = 250$  л на одну людину за добу.

### Р і ш е н н я

Розрахунки у даному прикладі і далі проводимо згідно з рекомендаціями [25].

Підставляючи в формулу

$$L_{\text{зд}} = \frac{q_{\text{ж}} \cdot 1000}{q_3}$$



норми забруднюючих воду речовин на одного жителя з табл. 1.1 одержуємо слідуючі концентрації забруднень, мг/л /г/м<sup>3</sup>/.

Завислі речовини	- 260
БПК <sub>повн</sub> неосвітленої вод.	- 300
БПК <sub>повн</sub> освітленої води	- 160
Азотамонієвих солей	- 32
Фосфорів P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	- 13,2
Хлоридів	- 36
Поверхнево-активних речовин	- 10

Стічна вода з концентрацією завислих речовин і БПК<sub>повн</sub> більшою 250 мг/л може бути віднесена до розряду концентрованих стоків.

### 1.5. Способи очищення стічних вод

Велика кількість різних забруднень у виробничих стічних водах обумовлює і численні способи, методи і технологічні схеми, які використовуються при їх очищенні.

Нині широко застосовуються механічне, фізико-хімічне та біологічне очищення стічних вод.

Механічне очищення передбачає відокремлення нерозчинних речовин у процесах відстоювання, фільтрування і центрифугування. Його застосовують у випадках, коли стічні води після проходження через вищезазначене устаткування можуть бути використані для потреб виробництва, та як попередній при використанні інших засобів очищення.

Хімічні та фізико-хімічні засоби застосовуються для очищення виробничих стічних вод від колоїдних і розчинних речовин забруднення. Це такі:

коагулювання з введенням у стічні води речовин - коагулянтів, здатних прискорити видалення з них нерозчинної і частини розчинної речовини забруднення:

нейтралізація з введенням у стічні води речовин з кислотою або лужною реакцією з метою забезпечення в них водневого показника в межах 6,5 ... 8,5 pH.

При фізико-хімічному очищенні використовуються такі методи: сорбція - здатність деяких речовин поглинати або концентрувати на своїй поверхні речовини забруднення, що містять у собі стічні води;

екстракція - введення в стічні води речовини, яка б на змі-

бувалася з ними, але могла вилучати забруднення, що в них містяться;

флотація-пропускання через стічну воду повітря, бульбашки якого, рухаючись вгору, підхоплюють речовини забруднення;

евапорація - пропускання через нагріту стічну воду водної пари для відгону забруднюючих легких речовин;

іонний обмін - вилучення із розчинених аніонів і катіонів у стічних водах забруднень іонами /наприклад, штучних іонно-обмінних смол/;

електродіаліз - пропускання струму через електроди, що розміщені у стічних водах. Це сприяє розчиненню матеріалу електродів у воді і утворенню пластівців коагулянту, осаджуючих забруднення стічних вод;

реагентний метод використання флокулянтів, які сприяють більш повному очищенню стічних вод у первинних і підвищують ступінь їх освітлення у вторинних відстійниках. Застосовують їх для очищення стічних вод і підвищення ступеню удільнення активного мулу, внаслідок чого використання флокулянтів дає змогу значно підвищити навантаження аеротенків.

Ефективним заходом очищення стічних вод є також озонування, позитивна якість якого полягає у здатності руйнування забруднень, що не окисляються при біохімічному очищенні.

Біохімічне очищення базується на здатності деяких мікроорганізмів використовувати для свого розвитку органічні речовини, що містяться в стічних водах у колоїдному і розчиненому стані. Цей спосіб застосовується після очищення стічної води від мінеральних і нерозчинних органічних речовин. Він дає змогу майже повністю видалити забруднення органічного походження. Біохімічне очищення проводять у природних /на полях зрошення фільтрації або в біологічних ставах/ і штучних умовах /в біологічних фільтрах, аеротенках, окислювальних каналах та інших типах окислювачів/.

Виробничі і побутові стоки, що пройшли біологічне очищення, втрачають більшу частину бактерій, які в них містяться, але повністю вони можуть бути знищені тільки за допомогою дезинфекції - хлоруванням, електролізом, використанням бактерицидного променя тощо.

Одним із методів, що збільшує ефективність біохімічного розкладання, є мікробний, який полягає у спеціальному вирощуванні мікроорганізмів, адаптованих до високих /на кілька порядків вище за середніх/ концентрацій токсичних і важкоокислюваних вод,

речовин, внаслідок чого процес очищення стічних вод стає ефективнішим. Перспективним є також підвищення фізіологічної активності мікроорганізмів різними хімічними мутагенами.

Вибір методу і технологічної схеми очищення стічних вод залежить від характеру та кількості забруднень, їх дальнішого використання, необхідного ступеню очищення тощо.

На рис. 1.3 показана розповсюджена схема очищення побутових стічних вод і суміші побутових і виробничих стічних вод в разі використання для біохімічного очищення біологічних фільтрів. По такій схемі проектується очисні станції на середній витраті води від 5 до 30 тис. м<sup>3</sup>/доб.

Стічні води механічно і біохімічно очищуються, а потім дезинфікуються. Осад зброджує в метантенках, а обезводнюють і сушать на мулових майданчиках.

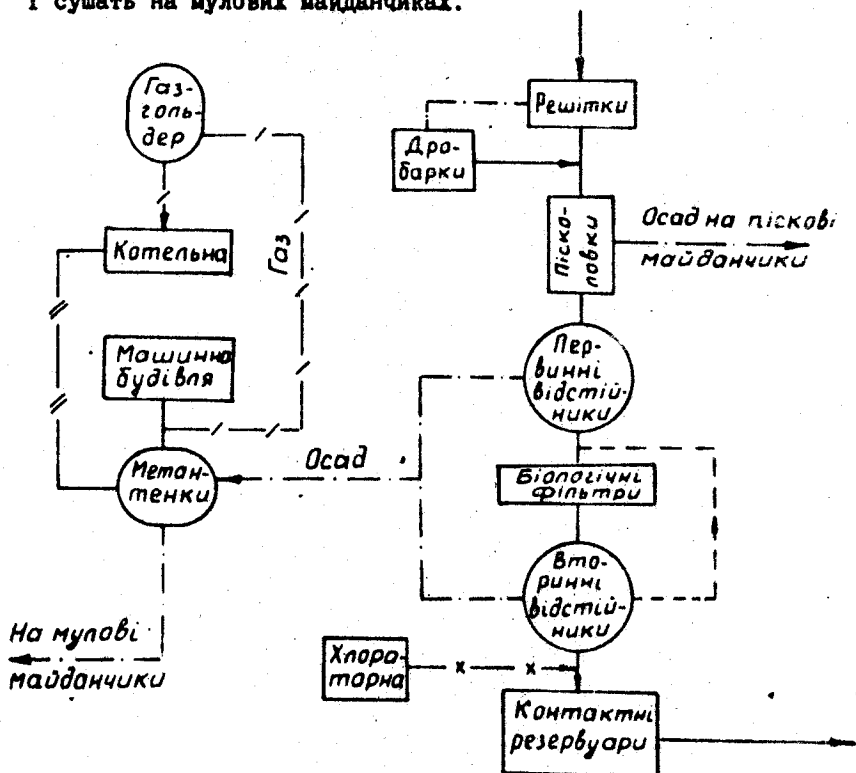


Рис. 1.3. Схема механічного і біологічного /на біологічних фільтрах/ очищення стічних вод.

Механічне очищення полягає з проціджуванні стічної води через решітки, уловлюванні піску в пісколовках і освітленні води в первинних відстійниках. Забруднення, задержані на решітках, дробляться на спеціальних дробарках і повертаються в потік очищеної води до або після решіток. Ці забруднення можна відправляти і на зброджування в метантенки. Осад з пісколовок складається в основному з піску. Його обробка звичайно полягає в обезводнюванні на піскових майданчиках. Тверда фаза осаду, який утворився у відстійниках, переважно має органічне походження, в зв'язку з чим осад направляється на зброджування в метантенки.

Біологічне очищення стічних вод на біологічних фільтрах здійснюється аеробними мікроорганізмами, які розвиваються на фільтруючій загрузці споруд у вигляді так званої біологічної плівки. Вона періодично відмирає і виноситься з очищеною водою. Для її уловлювання застосовують вторинні відстійники. З метою зниження ступеню забруднення води, яка поступає на біологічні фільтри, частину очищеної води повертають для розбавлення неочищеної /рециркуляція води/.

Осад із вторинних відстійників також направляють в метантенки. Для дезінфекції води використовують хлор. Приготовлену в хлораторній хлорну воду змішують з очищеною водою.

Обеззаражування води відбувається в контактних резервуарах.

При зброджуванні осаду в метантенках утворюється газ, основною якою є метан. Цей газ використовують на потреби станції, в тому числі для підігріву осаду в метантенках.

## ОСНОВНІ ПОЗНАЧЕННЯ І ОДИНИЦІ ВЕЛИЧИН

- $Q_d$  - добові, годинні і секундні витрати стічних вод;  
 $Q_2, Q_c$  - відповідно  $\text{м}^3/\text{доб}$ ,  $\text{м}^3/\text{год}$ ,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  
 $V_p$  - швидкість руху води в очисних спорудах,  $\text{м}/\text{с}$ ;  
 $F_p, B_p$  - площа і ширина решітки відповідно  $\text{м}^2$ ,  $\text{м}$ ;  
 $\delta$  - товщина стержня решітки,  $\text{м}$ ;  
 $\alpha$  - кут нахилу решітки до горизонту,  $^\circ$ ;  
 $h_n$  - глибина потоку стічної води,  $\text{м}$ ;  
 $W_p, W_d$  - об'єм задержаних забруднень відповідно  $\text{м}^3/\text{рік}$ ,  
 $\text{м}^3/\text{доб}$ ;  
 $M$  - маса задержаних забруднень,  $\text{т}/\text{доб}$ ;  
 $C_{\text{макс}}, C_{\text{ср}}, C_{\text{доп}}$  - максимальна, середня і допустима концентрація забруднень в стічних водах,  $\text{мг}/\text{л}$ ;  
 $V_0$  - об'єм осередника,  $\text{м}^3$ ;  
 $t_z$  - тривалість залпового водоскиду,  $\text{г}$ ;  
 $F_n, B_n$  - площа, ширина і довжина пісколовки відповідно  $\text{м}^2$ ,  
 $\text{м}$ ,  $\text{м}$ ;  
 $L_n$  -  $\text{м}$ ,  $\text{м}$ ;  
 $U_0$  - гідравлічна крупність піску,  $\text{мм}/\text{с}$ ;  
 $U_{zр}$  - гранична гідравлічна крупність,  $\text{мм}/\text{с}$ ;  
 $\omega_b$  - вертикальна турболентна складова швидкості,  
 $\omega_b = 0,05 V_p$  ;  
 $H_1$  - розрахункова глибина потоку стічної води,  $\text{м}$ ;  
 $\mu$  - динамічний коефіцієнт в'язкості,  $\text{г}/\text{см}\cdot\text{с}$ ;  
 $\varepsilon$  - необхідний коефіцієнт освітлення, %;  
 $\rho$  - вологість осаду, %;  
 $C_n, C_b$  - концентрація завислих речовин відповідно до і після очищення стічних вод,  $\text{мг}/\text{л}$ ;  
 $q$  - питоме гідравлічне навантаження,  $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{г}/\text{с}$ ;  
 $D_{24}$  - діаметр гідроциклона,  $\text{м}$ ;  
 $Q_{24}$  - продуктивність гідроциклона,  $\text{м}^3/\text{г}$ ;  
 $d_p$  - діаметр круга для розтрубів,  $\text{м}$ ;  
 $d_{zр}$  - граничний діаметр задержуваних частинок,  $\text{мм}$ ;  
 $\delta_{zр}$  - гранична крупність розділення,  $\text{мм}$ .

## РОЗДІЛ 2. МЕХАНІЧНЕ ОЧИЩЕННЯ СТИЧНИХ ВОД

При механічному очищенні із стічної води видаляються забруднення, які знаходяться в ній, головним чином, в нерозчинному і частково колоїдному стані. Великі покидьки, ганчірки, папір, залишки овочів і фруктів та різні виробничі відходи задержуються решітками. Покидьки, задержувані на решітках, направляються в дробарки. Застосовуються також решітки-дробарки, в яких одночасно задержуються і роздрібнюються великі покидьки.

Основна маса забруднень мінерального походження /пісок/, питома вага частинок яких значно вища питомої ваги води, осідає в пісколовках. Пісок з пісколовок направляється звичайно у вигляді піщаної пульпи на піщані майданчики, де він обезводнюється і періодично видаляється.

Забруднення органічного походження, які знаходяться в завислому стані, виділяються із стічних вод у відстійниках. Речовини, питома вага яких більша питомої ваги води, осідають на дно. Речовини більш легкі, як вода /жири, масла, нафта, смоли/, випливають на поверхню і їх відділяють від стічної рідини.

До споруд механічного очищення відносяться: осередники, гідроциклони, центрифуги, двоюрисні відстійники і освітлювачі - перегнивачі, з допомогою яких вода освітлюється, а також обробляється випавший осад. Механічне очищення стічних вод являється остаточною стадією в тому випадку, коли по місцевих умовах і у відповідності з санітарними правилами стічні води можна спустити після дезинфекції у водоймище. Частіше ж механічне очищення - попередня стадія перед біологічним очищенням.

### 2.1. Решітки

Решітки - це перший пристрій в схемі очисних споруд. Вони мають вигляд закріплених на рамі металевих стержнів з просвітами різної ширини /просвіт/ в залежності від необхідного ступеню очищення. Стержні решіток бувають прямокутними, рідше - круглими. Решітка встановлюється вертикально чи похило на шляху руху стічних вод. Кут нахилу решітки до горизонту складає  $60 - 80^\circ$ .

Решітки бувають рухомі і нерухомі, а по способу їх очищення від задержаних забруднень - найпростіші і механізовані.

Найпростіші решітки /рис. 2.1/ встановлюють при

кількості задержуваних забруднень менше  $0,1 \text{ м}^3/\text{добу}$ . Їх очищають вручну металевими граблями. Домішки скидають на дренуючі площадки або дірчасті жолоби, а потім вивозять в закритих контейнерах в спеціально відведені місця і знезаражують.

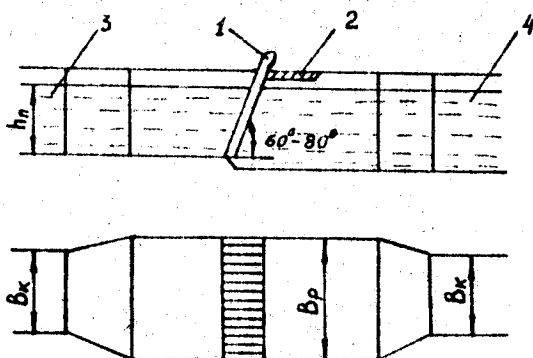


Рис. 2.1. Схема найпростішої решітки: 1 - решітка; 2 - настил; 3 - підвідний канал; 4 - відвідний канал.

Таблиця 2.1

Основні параметри механізованих решіток

Марка	Номинальні розміри каналу / $B \times H$ /, мм	Ширина камери в місці встановлення, мм	Число просівів	Товщина стержня, мм	Радіус повороту, мм	Маса, кг
МГ5Т	2000 x 3000	2290	84	8	3810	2691
МГ9Т	1000 x 1200	1140	39	8	2050	1329
МГ10Т	1000 x 2000	1200	39	8	2850	1436
МГ-12Т	1600 x 2000	1790	64	8	2850	1949
РМУ-1	600 x 800	685	21	6	-	650
РМУ-4	1500 x 2000	2035	60	6	-	1560
РМУ-7	2500 x 3000	3035	107	6	-	2300

Таблиця 2.2

## Основні параметри решіток-дробарок типу РД

Марка	Максимальна пропускна здібність, м <sup>3</sup> /г	Ширина циліндричних отворів, мм	Діаметр барабана, мм	Частота обертів барабана, хв. - I	Потужність електродвигуна, кВт	Маса агрегата, кг
РД-100	30	8	100	85	0,27	85
РД-200	60	8	180	53	0,6	320
РД-400	420	10	400	31	0,8	660
РД-600	2000	10	635	31	1,5	1800

## Загальні вимоги

При розрахунку решіток згідно [25] приймають: проsvіти /ширину/ між металевими стержнями  $\delta = 10 \dots 20$  мм;

швидкість руху стічних вод в проsvітах решітки при максимальній притоці в механізованих решітках  $V_p = 0,8 \dots 1$  м/с, в проsvітах решіток-дробарок - 1,2 м/с;

об'ємна маса відходів - 750 кг/м<sup>3</sup>;

коефіцієнт годинної нерівномірності /табл. 2.3/.

- кут нахилу решітки до горизонту, приймається 60-30°;

норма відходів на одну людину в рік, яка затримується решітками, становить 0,008 м<sup>3</sup>//люд. · рік/, густиною 750 кг/м<sup>3</sup>, відносною вологістю 80%;

норма водовідведення на одну добу становить 0,25 м<sup>3</sup>//люд. · х доб/.

Таблиця 2.3

## Коефіцієнти нерівномірності поступачня стічних вод

Загальний коефіцієнт нерівномірності притоку стічних вод	Середні витрати стічних вод, л/с								
	5	10	20	50	100	300	500	1000	5000
Максимальний $K_n$	2,5	2,1	1,9	1,7	1,6	1,55	1,5	1,47	1,44
Мінімальний $K_n$	0,38	0,45	0,5	0,55	0,59	0,66	0,68	0,69	0,71



Примітка. При проміжних значеннях середніх витрат стічних вод загальний коефіцієнт нерівномірності необхідно визначити інтерполяцією.

Розрахунок решіток полягає у визначенні їх розмірів і втрати напору, виникаючого при проходженні стоків.

Витрати стічних вод,  $Q_c$ , м<sup>3</sup>/с, які проходять через решітку, залежать від її конструктивних розмірів:

$$Q_c = F_p V_p = b n h_n V_p, \quad / 2.1 /$$

- де  $F_p$  - площа перерізу, м<sup>2</sup>;  
 $V_p$  - швидкість руху рідини в просвітах решітки, м/с;  
 $b$  - величина просвітів решітки, м;  
 $h_n$  - глибина потоку, м;  
 $n$  - число просвітів решітки.  
 З виразу /9.1/ знаходимо

$$n = 1,05 \frac{Q_c}{b h_n V_p}, \quad / 2.2 /$$

- де 1,05 - коефіцієнт, який враховує стиснення потоку граблями.  
 Ширина решітки

$$B_p = b n + \delta (n - 1), \quad / 2.3 /$$

- де  $\delta$  - товщина стержня, м.  
 Втрату напору в решітці визначаємо по формулі

$$h_m = \xi \cdot \frac{V_p^2}{2g} \cdot K, \quad / 2.4 /$$

- де  $K$  - коефіцієнт, який враховує збільшення втрат напору внаслідок забруднення решітки, приймається  $K = 3$ ;  
 $\xi$  - коефіцієнт опору.

Коефіцієнт опору знаходиться по формулі

$$\xi = \beta \left( \frac{\delta}{b} \right)^{4/3} \cdot \sin \alpha, \quad / 2.5 /$$

- де  $\beta$  - коефіцієнт, залежний від форми поперечних перерізів стержнів решітки; для круглих стержнів  $\beta = 1,72$ , для прямокутних - 2,42, для прямокутних з закругленими ребрами - 1,83;

$\alpha$  - кут нахилу решітки до горизонту, °.

Приклад 2.1. Підібрати тип і кількість решіток для станції продуктивністю 40000 м<sup>3</sup>/доб.

Р і ш е н н я

1. Знаходимо секундну витрату стічних вод

$$Q_c = \frac{Q_d}{t_c \text{ доб}} = \frac{Q_d}{24 \cdot 3600} = \frac{40000}{24 \cdot 3600} = 0,46 \text{ м}^3/\text{с}$$

2. По табл. 2.3 знаходимо коефіцієнт нерівномірності  $K_H = 1,1$  і визначаємо максимальну витрату стічних вод

$$Q_{c \text{ макс}} = Q_c \cdot K_H = 0,46 \cdot 1,1 = 0,5 \text{ м}^3/\text{с}$$

3. Необхідна площа поперечного перерізу робочих решіток при рекомендованій швидкості руху води в просвітах решітки  $V_p = 0,8 \text{ м/с}$ .

$$F_p = Q_c / V_p = 0,5 / 0,8 = 0,625 \text{ м}^2$$

4. При двох робочих решітках  $N = 2$  площа поперечного перерізу кожної буде

$$F_p' = F_p / N = 0,625 / 2 = 0,31 \text{ м}^2$$

5. Число просвітів решітки при їх ширині  $b = 0,016 \text{ м}$  і глибині води перед решіткою  $h_n = 0,85 \text{ м}$

$$n = 1,05 \frac{Q_{c \text{ макс}}}{b h_n \cdot V_p} = \frac{0,5}{0,016 \cdot 0,85 \cdot 0,8} = 46$$

6. Ширина решітки при товщині стержня  $\delta = 8 \text{ мм}$

$$B_p = b n + \delta (n - 1) = 0,016 \cdot 46 + 0,008 / 46 - 1 = 1,1 \text{ м}$$

7. По одержаних розмірах /табл. 2.1/ підбираємо решітку типу МГ9Т: дві робчі і одну резервну.

8. Швидкість протікання води через просвіти решітки МГ9Т

$$V_p = \frac{Q_{c \text{ макс}}}{2n' h_n b} = \frac{0,5}{2 \cdot 39 \cdot 0,85 \cdot 0,016} = 0,47 \text{ м/с}$$

9. Втрата напору в решітці

$$h_p = \beta \left( \frac{\delta}{b} \right)^{4/3} \cdot \frac{V_p^2}{2g} \cdot \kappa \cdot \sin \alpha =$$

$$= 2,42 \left( \frac{8}{16} \right)^{4/3} \cdot \frac{0,47^2}{2 \cdot 9,81} \cdot 3 \cdot 0,866 = 0,03 \text{ м}$$

10. Загальний підпір в решітці рівний трикратній втраті напору /при забрудненнях/

$$h_3 = 3 h_p = 3 \cdot 0,03 = 0,09 \text{ м}$$

11. Згідно з [25] кількість відходів, які знімаються з решіток, при ширині просвітів 16...20 мм передбачається 8 л/рік /0,008 м<sup>3</sup>/рік/ на 1 людину. Приймавши норму водовідведення

$q_b = 0,25 \text{ м}^3/\text{доб}$  /91,25 м<sup>3</sup>/рік/, можна знайти число жителів, яких зможуть обслуговувати дані решітки:

$$N_{жс} = \frac{Q_d}{q_b} = \frac{40000}{0,25} = 160000 \text{ жит.}$$

12. Кількість задержаних забруднень в рік становить

$$W_p = N_{жс} \cdot 0,008 = 160000 \cdot 0,008 = 1280 \text{ м}^3/\text{рік}$$

або  $W_d = \frac{W_p}{365} = \frac{1280}{365} = 3,5 \text{ м}^3/\text{доб}$

13. При їх густині  $\rho = 750 \text{ кг/м}^3$  маса

$$M = W_d \cdot \rho = 3,5 \cdot 750 = 2625 \text{ кг/доб}$$

При визначенні кількості задержаних забруднень, які утворились при митті автомобілів, необхідно знати середню кількість забруднень від одного автомобіля, кількість автомобілів, обслуговуваних за добу, та продуктивність мийних машин.

## 2.2. Осередники

Концентрація забруднень в стічних водах може сильно коливатися в часі. Ці коливання обумовлені технологічним процесом і можуть бути: циклічними, довільними, залповими. Впливають також вид і кількість завислих речовин.

Для поліпшення роботи очисних споруд проводиться осереднення витрат і концентрації забруднень стічних вод в контактних чи проточних осередниках. При невеликих витратах і періодичному водоскиді використовуються контактні осередники. Частіше приміняються проточні осередники, які залежно від характеру змішування води, бувають:

багатоканальні,

з механічним перемішуванням стічних вод, барботажні.

В багатоканальних осередниках осереднення відбувається за рахунок диференціювання потоку, який при вході ділиться на декілька струменів, протікаючих по каналах різної довжини. Внаслідок у збірному лотку змішуються струмені води різної концентрації. Такі осередники рекомендується використовувати для осереднення стічних вод з невеликою кількістю завислих речовин в стічній воді. Їх об'єм  $V_0$ , м<sup>3</sup>, розраховують по формулі:

$$V_0 = Q_2 \cdot t_2 \cdot K / 2, \quad / 2.6 /$$

- де  $Q_2$  - витрата стічних вод, м<sup>3</sup>/г;  
 $t_2$  - тривалість залпового водоскиду, г;  
 $K$  - коефіцієнт усереднення:

$$K = (C_{\max} - C_{\text{ср}}) / (C_{\text{доп}} - C_{\text{ср}}), \quad / 2.7 /$$

- тут  $C_{\max}$  - максимальна концентрація забруднень в залповому водоскиді, мг/л;  
 $C_{\text{ср}}$  - середня концентрація забруднень в стічних водах, мг/л, г/м<sup>3</sup>;  
 $C_{\text{доп}}$  - концентрація забруднень, допустима по умовах роботи наступних споруд, мг/л.

В осередниках з механічним перемішуванням стічних вод осереднення проводиться спеціальними мішалками або циркуляцією води в резервуарах, створовану насосами. Такі осередники використовуються для осереднення стічних вод з вмістом завислих речовин більше 500 мг/л.

В барботажних осередниках змішування води відбувається барботуванням її повітрям. Вони використовуються для осереднення стічних вод з вмістом завислих речовин до 500 мг/л.

Об'єм осередників з перемішуючими пристроями при залповому водоскиді знаходиться по формулах:

$$\text{при } K < 5 \quad V_0 = \frac{1,3 Q_2 t_2}{e_n K / (K-1)}, \quad / 2.8 /$$

$$\text{при } K \geq 5 \quad V_0 = 1,3 Q_2 t_2 \cdot K \quad / 2.9 /$$

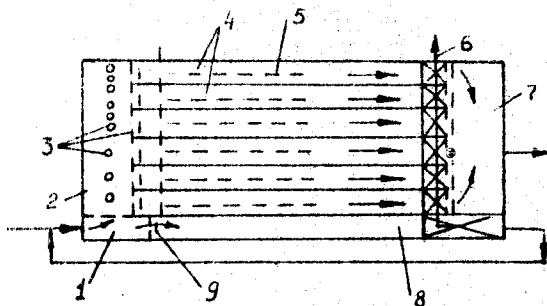


Рис. 2.2. Схема багатоканального осередника:

I - приймальна камера; 2 - розподільний лоток; 3 - данні випуски і бічний водозлив; 4 - канали; 5 - система гідрозмиву; 6 - видалення осаду гідроелеваторами; 7 - камера осереднених вод; 8 - акумулююча ємність; 9 - водозлив.

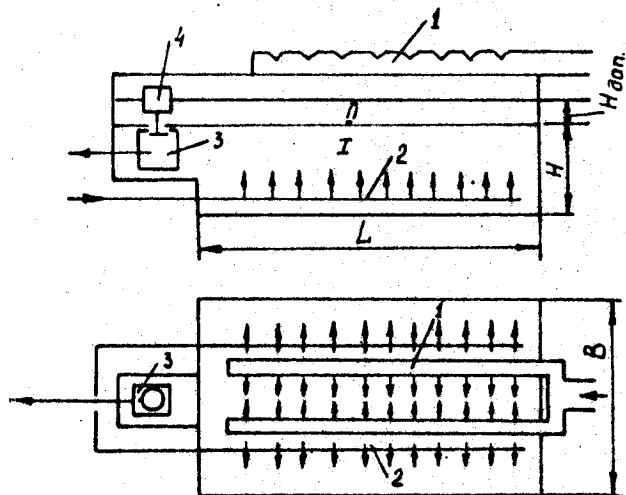


Рис. 2.3. Схема осередника з повітряним барботером:

I - об'єм для осереднення по концентрації; II - об'єм для осереднення по витратах; III - випускна камера; I - подаючий розподільний лоток; 2 - барботер; 3 - випускний пристрій; 4 - поплавок.

Об'єм осередників з перемішувачими пристроями при циклічних коливаннях знаходиться по формулах:

$$\text{при } K < 5 \quad V_0 = 0,21 Q_{\partial} \cdot t_{\kappa} \sqrt{K^2 - 1}; \quad / 2.10 /$$

$$\text{при } K \geq 5 \quad V_0 = 0,21 Q_{\partial} \cdot t_{\kappa} K, \quad / 2.11 /$$

де  $t_{\kappa}$  - період циклу коливання, з .

Осередники звичайно розміщують після відстійників або ж обладнують їх відстійною частиною. Кількість осередників чи їх відділень повинно бути не менше двох, причому всі повинні бути робочими.

Приклад 2.2. Знайти об'єм і розміри в плані багатоканального осередника при залповому водоскіді стічних вод на протязі  $t_3 = 0,5$  г. Витрати стічних вод постійні:  $Q_2 = 80 \text{ м}^3/\text{г}$ . Концентрація забруднень  $C_{\text{макс}} = 450 \text{ мг/л}$ ;  $C_{\text{ср}} = 85 \text{ мг/л}$ . Допустима концентрація забруднень з умов роботи наступних споруд  $C_{\text{доп}} = 140 \text{ мг/л}$ .

### Р і ш е н н я

1. Знаходимо коефіцієнт осереднення

$$K = (C_{\text{макс}} - C_{\text{ср}}) / (C_{\text{доп}} - C_{\text{ср}}) = (450 - 85) / (140 - 85) = 6,64$$

2. Розраховуємо об'єм осередника

$$V_0 = Q_{\partial} \cdot t_3 \cdot K / 2 = 80 \cdot 0,5 \cdot 6,64 / 2 = 132,8 \text{ м}^3$$

3. Проектуємо прямокутний осередник з двома відділеннями

$$n = 2, \text{ глибиною } H_0 = 1,5 \text{ м. Площа кожного відділення}$$

буде:

$$F = V_0 / (n \cdot H_0) = 132,8 / (2 \cdot 1,5) = 44,27 \text{ м}^2$$

4. В плані розміри споруд приймаємо  $L_0 \times B_0 = 5,53 \times 8 \text{ м}$ . По ширині кожне відділення ділимо на 4 канали шириною  $\delta = 2 \text{ м}$ . Для усунення стратифікації в каналах установлюється по одному барботеру, тому що  $\delta / H_0 = 2 / 1,5 = 1,33 < 2$ .

Приклад 2.3. Визначити об'єм і розміри осередника.

Дано: витрати стічних вод  $Q_2 = 215 \text{ м}^3/\text{г}$ , вміст завислих речовин у воді менше  $500 \text{ мг/л}$ , допустима концентрація забруднень  $C_{\text{доп}} = 350 \text{ г/м}^3$ , зміна концентрації стічних вод характеризується рис. 2.4.

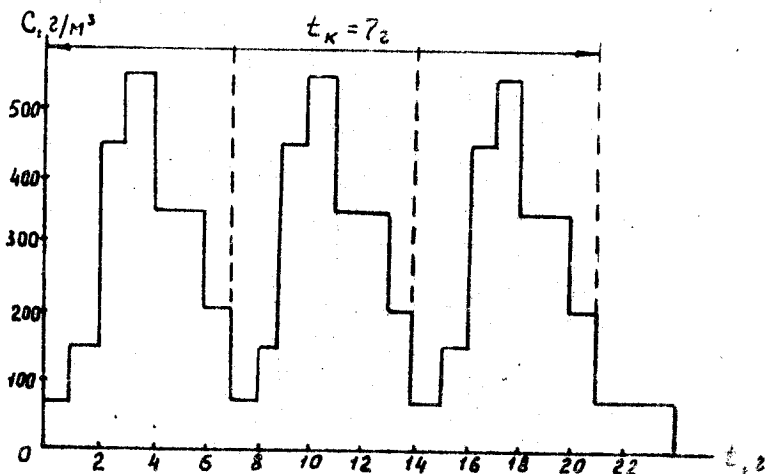


Рис. 2.4. Зміна концентрації забруднення води по годинах доби.

### Р і ш е н н я

1. З рис. 2.4 видно, що зміна концентрації забруднень відбувається циклічно. Період циклу  $t_k = 7 \text{ г}$ . Проектуємо осередник барботажного типу.

2. Середня концентрація забруднень

$$C_{\text{ср}} = \frac{\sum_{t_k} Q_i \cdot C}{\sum_{t_k} Q_i} = \frac{215/50 + 150 + 450 + 550 \cdot 2 + 350 + 200}{7 \cdot 215} = 328,6 \text{ г/м}^3$$

3. Знаходимо коефіцієнт осереднення

$$K = \sqrt{550 - 328,6} / \sqrt{350 - 328,6} = 10,3$$

4. Об'єм осередника буде рівний

$$V_0 = 0,21 \cdot 215 \cdot 7 \cdot 10,3 = 3255 \text{ м}^3$$

5. Проектуємо прямокутний в плані осередник з двома відділеннями глибиною  $H_0 = 3 \text{ м}$ . Площа кожного відділення буде

$$F_0 = V_0 / (n H_0) = 3255 / (2 \cdot 3) = 542,5 \text{ м}^2$$

6. При ширині кожного відділення  $b = 20 \text{ м}$  їх довжина буде

$$L_0 = F_0 / b = 542,5 / 20 = 27,12 \text{ м}$$

7. Установлюємо барботери в чотири ряди при відстаннях 2,5 м від стінок і 5 м між барботерами.

### 2.3. Пісколовки

Однією з найпростіших і стародавніх споруд, працюючих по принципу відстоювання, є пісколовки. Вони використовуються для задержування важких нерозчинних домішок /переважно піску/ при продуктивності очисних споруд понад  $100 \text{ м}^3/\text{доб}$ , що полегшує роботу наступних послідовно з'єднаних очисних споруд. Разом з мінеральними домішками в пісколовках відстоюються речовини органічного походження, гідравлічна крупність яких близька до гідравлічної крупності піску. Кількісне співвідношення між задержаними мінеральними і органічними речовинами залежить від категорії стічних вод і від умов експлуатації пісколовок. При очищенні побутових стічних вод пісколовки задержують частинки діаметром  $0,25 \text{ мм}$  і більше. Кількість органічних речовин в задержаній масі складає  $15...20\%$ .

Залежно від направлення основного потоку стічної води пісколовки бувають /рис. 2.5/:

горизонтальні, в яких вода рухається в горизонтальному напрямку, з прямолінійним чи круговим рухом;

вертикальні, в яких вода рухається вертикально уверх;

аераційні і тангенціальні з гвинтовим /поступально-обертальним/ рухом води.

Горизонтальні і аераційні пісколовки використовуються при витратах води більше  $10000 \text{ м}^3/\text{добу}$ . Тангенціальні пісколовки рекомендується застосовувати при витратах води до  $50000 \text{ м}^3/\text{доб}$ . Вертикальні пісколовки працюють неефективно і використовуються у виняткових випадках.

При проектуванні пісколовок необхідно приймати загальні розрахункові параметри для пісколовок різних типів по табл.

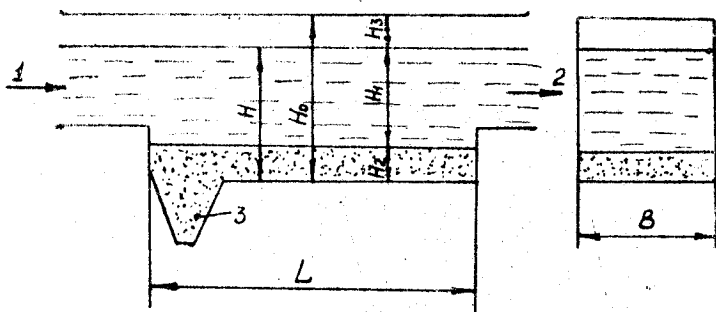
#### 2.4.

Видалення задержаного піску з пісколовок необхідно передбачати: вручну - при об'ємі його до  $0,1 \text{ м}^3/\text{доб}$ ; механічним чи гідравлічним методом - при об'ємі його більше  $0,1 \text{ м}^3/\text{доб}$ .

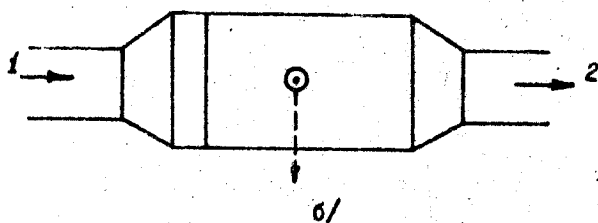
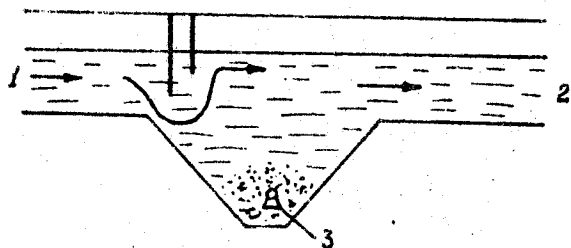
### Загальні вимоги [25]

I. Для горизонтальних пісколовок тривалість протікання стічних вод при максимальному притоці - не менше 30 с.





a/



б/

Рис. 2.5. Схеми горизонтальної /а/ і вертикальної /б/ пісколовок:

1 - подача стічних вод; 2 - відвід очищеної води;  
3 - видалення пульпи /осаду/.

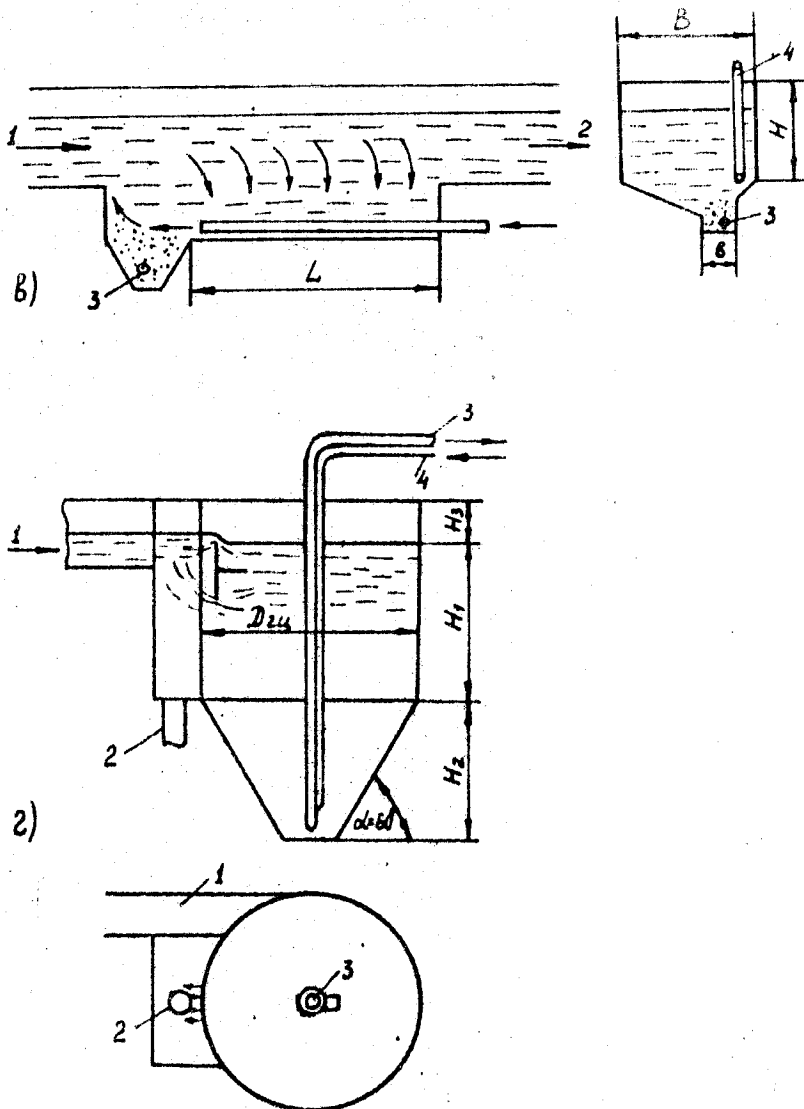


Рис. 2.5. Основні схеми пісколовок: в/ аераційної,  
г/ тангенціальної;

1 - подача стічних вод; 2 - відвід води; 3 - видалення пульси;  
4 - повітровід; 5 - повітророзподільник; 6 - з  
спливаючих речовин; 7 - відвід спливаючих речовин.

Таблиця 2.4  
Загальні розрахункові параметри пісколовок

Пісколовка	Гідравлічна крупність піс- ку $U_0$ , мм/с	Швидкість руху стіч- них вод $V_p$ , м/с при притоці		Глибина $H$ , м	Кількість задер- жан. піску, л/люд·добу	Вологість піску, %	Вміст піску в осаді, %
		мін.	макс				
Горизон- тальна	18,7...24,2	0,15	0,3	0,5...2	0,02	60	55... 60
Аераційна	13,2...18,7	-	0,08...0,12	0,7...3,5	0,03	-	90... 95
Тангенціаль- на	18,7...24,2	-	0,5	0,5	0,02	60	70... 75

2. Для аераційних пісколовок: інтенсивність аерації - 3... 5 м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>·г; поперечний нахил дна /до піскового лотка/ - 0,2...0,4; встановлення аераторів із дірчастих труб на глибини 0,7 Н; відношення ширини до глибини відділення В : Н = 1.5.

3. Для тангенціальних пісколовок: навантаження - 110 м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>·г при максимальному притоці; глибина - рівна половині діаметра; діаметр - не більше 6 м; впуск води - по дотичній на всій розрахунковій висоті.

4. Необхідно брати не менше 2 пісколовок або їх відділень, причому всі вони повинні бути робочими.

5. Для пісколовок необхідно приймати: кількість задерманого піску 0,02 /2 · 10<sup>-5</sup> м<sup>3</sup>/ /люд · доб/ на 1 люд/доб, вміст піску в осаді 60%, густину 1,5 т/м<sup>3</sup>; в аераційних пісколовках, відповідно: 0,03 л/люд · доб; 90...95%, 1,5 т/м<sup>3</sup>.

6. Коефіцієнт нерівномірності /табл. 2.3/.

7. Швидкість руху стічних вод  $V_p$  для горизонтальних пісколовок приймається 0,3 м/с при максимальному притоці і 0,15 м/с мінімальному; для аераційних 0,008 - 0,12 м/с при максимальному притоці.

8. Розрахункова глибина пісколовки  $H_p$  приймається: для горизонтальних пісколовок 0,25...2,0, аераційних - половині загальної глибини  $H_0$ , яку рекомендовано приймати від 0,7 до

3,5 м.

9. Гідравлічна крупність піску приймається для горизонтальних пісколовок ІВ...24, для аераційних - ІВ мм/с.

При розрахунку горизонтальних і аераційних пісколовок спочатку знаходять площу поперечного перерізу  $F_n$ , м<sup>2</sup> одного відділення:

$$F_n = Q_c / \sqrt{V_p} \cdot n, \quad / 2.12 /$$

де  $Q_c$  - максимальна витрата стічних вод, м<sup>3</sup>/с;  
 $V_p$  - швидкість руху води, м/с;  
 $n$  - кількість пісколовок чи їх відділень, приймається не менше двох.

Довжину пісколовки  $L_n$ , м, знаходять по формулі

$$L_n = K_s \frac{1000 \cdot H_n}{U_0} V_p, \quad / 2.13 /$$

де  $H_n$  - глибина проточної частини пісколовки, м;  
 $U_0$  - гідравлічна крупність піску, мм/с;  
 $K_s$  - коефіцієнт, враховуючий вплив турбулентності і інших факторів на роботу пісколовок, приймається по табл. 2.5.

Таблиця 2.5

Значення коефіцієнта  $K_s$

Діаметр частинок піску, мм	Гідравлічна крупність піску $H_0$ , мм/с	Тип пісколовок			
		горизонтальні	аераційні		
			$B_n/H_n = 1$	$B_n/H_n = 1,25$	$B_n/H_n = 1,5$
0,15	13,2	-	2,62	2,5	2,39
0,2	18,7	1,7	2,43	2,25	2,08
0,25	24,2	1,3	-	-	-

При інших розрахункових параметрах значення коефіцієнту можна знайти по формулі

$$K_s = \frac{U_0}{\sqrt{U_0^2 - \omega_s^2}}, \quad / 2.14 /$$

де  $\omega_8$  - вертикальна турбулентна складова швидкості,

$$\omega_8 = 0,05 V_p .$$

Для горизонтальних пісколовок необхідно приймати:

$V_p = 0,3$  м/с; розрахунковий діаметр частинок піску  $0,2 - 0,25$  мм; тривалість руху стічних вод не менше 30 с. Оптимальна швидкість  $V_p = 0,3$  м/с, вона повинна бути постійною, що досягається додатковими пристроями. Рекомендована тривалість руху стічних вод 30-50 с.

Для підтримування в пісכולовці постійної швидкості потоку на вихідному каналі влаштовують широкий незатоплюваний водозлив, розміри якого знаходять по наступних формулах:

перепад  $P_3$  , м, між дном пісכולовки і порогом водозливу

$$P_3 = \frac{h_{\max} - \kappa \cdot h_{\min}^{2/3}}{\kappa^{2/3} - 1} , \quad / 2.15/$$

де  $\kappa$  - відношення максимальних і мінімальних витрат

$$q_{\max} / q_{\min} \text{ м}^3/\text{с};$$

$h_{\max}, h_{\min}$  - глибина води в пісכולовці, м, відповідно, при витратах  $q_{\max}$  і  $q_{\min}$  і розрахунковій швидкості  $0,3$  м/с; ширина  $b_3$  , м, водозливу

$$b_3 = \frac{q_{\max}}{m\sqrt{2g}(P_3 + h_{\max})^{3/2}} , \quad / 2.16/$$

де  $m$  - коефіцієнт витрат водозливу, залежний від умов бічного тиску і рівний  $0,35 \dots 0,38$ .

Видалення піску з пісколовок повинно бути механізовано.

Для згрібання піску в бункер в горизонтальних пісכולовках передбачається скребковий механізм з електроприводом. В аераційних пісכולовках для видалення піску використовується гідромеханічна система, змиваюча пісок в сторону гідроелеватора для живантаження.

Для забезпечення змиву піску швидкість промивної води  $V_n$  , м/с, в лотку повинна бути

$$V_n = 10 \frac{d_{\text{екв}}^{1,31}}{m^{0,54}} (0,7e + 0,17) , \quad / 2.17/$$

де  $d_{\text{екв}} = \frac{100}{\sum P_i / d_{\kappa}}$  - еквівалентний діаметр зерен піску, см, -  $d_{\text{екв}} = 0,05$  см;

$P_i$  - процентний вміст /по масі/ фракції піску в серед-

нім діаметром  $d_k$  ;

$\mu$  - динамічний коефіцієнт в'язкості, г/см · с;

$e = (h - h_0)h_0$  - відносне розширення піску при змиві, приймається рівним 0,1; тут  $h_0$  і  $h$  - висота шару осаду в лотку до і після подавання промивної води.

Загальні витрати води  $Q_{зм}$ , м<sup>3</sup>/с для змиву

$$Q_{зм} = V' \cdot b \cdot l, \quad / 2.18 /$$

де  $b, l$  - ширина і довжина змивного лотка, м;  $b$  приймається рівним 0,5 м;

$V' = 0,0065$  м/с - висхідна швидкість змивної води в лотку.

Для забезпечення необхідної рівномірності розподілення води по довжині змивного трубопроводу воду в нього необхідно подавати під напором  $H_0$ , м, який знаходиться по формулі

$$H_0 = 5,6 h_0 + 5,4 V_{тр}^2 / 2g, \quad / 2.19 /$$

де  $V_{тр}$  - швидкість води на початку трубопроводу, м/с.

Діаметр трубопроводу  $d_{тр}$ , м, знаходять по формулі

$$d_{тр} = \sqrt{\frac{4 Q_{зм}}{\pi V_{тр}}} \quad / 2.20 /$$

Діаметр висхідного отвору сприсків  $d_{спр}$ , м, розраховує по формулі

$$d_{спр} = \sqrt{\frac{4 Q_{зм}}{\pi n \mu \sqrt{2g H_0}}}, \quad / 2.21 /$$

де  $n$  - кількість сприсків на змивному трубопроводі;

$\mu$  - коефіцієнт розходу сприсків, приймається рівним 0,82.

Приклад 2.4. Розрахувати горизонтальну пісколовку.

Дано: продуктивність очисної станції  $Q_0 = 2500$  м<sup>3</sup>/доб, швидкість руху стічних вод  $V_p = 0,3$  м/с, коефіцієнт нерівномірності  $K_H = 1,35$ .

### Р і ш е н н я

I. Секундні витрати на очиску станції при секундах на добу  $t_c \text{ год} = 24 \cdot 3600$ .

$$Q_c = \frac{Q_d}{t_c \text{ доб}} = \frac{25000}{24 \cdot 3600} = 0,29 \text{ м}^3/\text{с}$$

2. Максимальні секундні витрати з урахуванням коефіцієнта нерівномірності

$$Q_{c \text{ макс}} = Q_c \cdot K_H = 0,29 \cdot 1,35 = 0,39 \text{ м}^3/\text{с}$$

3. Приймаємо 2 робочих відділення пісколовки. Площа перерізу кожного відділення

$$F_n = Q_{c \text{ макс}} / V_p \cdot n = 0,39 / 0,3 \cdot 2 = 0,65 \text{ м}^2$$

4. Приймаємо переріз пісколовки /рис. 2.5 а/:

$$H_1 = 0,8 \text{ м}; \quad H_2 = 0,7 \text{ м}; \quad H_3 = 0,1 \text{ м}; \quad B = 0,81 \text{ м}$$

5. Довжина пісколовки при діаметрі частинок піску  $S, 2 \text{ мм}$  і гідравлічній крупності  $18,7 \text{ мм/с}$  і коефіцієнті  $K_s = 1,7$  /табл. 2.5/.

$$L_n = K_s \frac{1000 \cdot H_1}{U_0} V_p = 1,7 \cdot \frac{1000 \cdot 0,8}{18,7} \cdot 0,3 = 21,8 \text{ м}$$

Для підтримування постійної швидкості на вихідному каналі запроєнтуємо водозлив без доного виступу.

Приклад 2.5. Розрахувати аераційну пісколовку для очисної станції продуктивністю  $Q_d = 20000 \text{ м}^3/\text{доб}$  і коефіцієнтом нерівномірності  $K_H = 1,38$ .

### Р і ш е н н я

1. Максимальний секундний розхід стічних вод

$$Q_{c \text{ макс}} = \frac{Q_d}{24 \cdot 3600} \cdot K_H = \frac{20000 \cdot 1,38}{24 \cdot 3600} = 0,32 \text{ м}^3/\text{с}$$

2. Приймаємо 2 відділення пісколовки з швидкістю руху води в них  $V_p = 0,1 \text{ м/с}$ .

3. Площа поперечного перерізу кожного відділення

$$F'_n = Q_{c \text{ макс}} / V_p \cdot n = 0,32 / 0,1 \cdot 2 = 1,6 \text{ м}^2$$

4. Мінімальний діаметр частинок піску, які задержуються пісколовкою, приймаємо  $d = 0,2 \text{ мм}$ , гідравлічну крупність  $U_0 = 18,7 \text{ мм/с}$ .

5. Приймаємо розміри відділення: ширину  $B_n = 1,5$  м, глибину  $H_n = 1$  м, тоді відношення  $B_n/H_n = 1,5$ . Коефіцієнт, враховуючий вплив турбулентності  $K_s = 2,08$  /табл. 2.5/. Розрахункова глибина проточної частини  $h_n = H/2 = 1/2 = 0,5$  м.

6. Довжина пісколовки

$$L_n = \frac{K_s h_n}{U_o} V_p = \frac{2,08 \cdot 0,5}{0,0187} \cdot 0,1 = 5,56 \text{ м}$$

7. Довжина піскового лотка і змивного трубопроводу

$$l = L_n - D_b = 5,56 - 1,5 = 4,06 \text{ м,}$$

де  $D_b$  - діаметр бункера, в якому розміщений гідроелеватор.

8. Для розрахунку змивного трубопроводу необхідно знати об'єм осаду на добу на одну машину і на всі машини, на одну людину і на всіх жителів. Так, при числі жителів 20000 і кількості задержаних осадів на одну людину 0,02 л/доб загальні витрати осаду

$$W = 20000 \cdot 0,02/1000 = 0,4 \text{ м}^3/\text{доб}$$

9. При надходженні в бункер 20% всього осаду в пісковому лотку одного відділення пісколовки залишеться осаду /при вивантаженні 3 рази на добу/.

$$W' = \frac{1}{n} \left( \frac{W}{3} - \frac{W \cdot 20}{3 \cdot 100} \right) =$$

$$= \frac{1}{2} \left( \frac{0,4}{3} - \frac{0,4 \cdot 20}{3 \cdot 100} \right) = 0,053 \text{ м}^3/\text{доб}$$

10. Висота шару осаду в лотку

$$h_o = W'/l \cdot B = 0,053/4,06 \cdot 0,5 = 0,026 \text{ м}$$

11. Глибина піскового лотка

$$h_n = 1,5 \cdot h_o (e + r) = 1,5 \cdot 0,026 / 0,1 + 1/ = 0,043 \text{ м,}$$

де  $e = 0,1$  - відносне розширення піску.

По конструктивним міркуванням /для забезпечення нормально-го розміщення змивного трубопроводу/ розміри лотка прийmemo:

ширину 0,5 м; максимальну висоту шару осаду /на початку лотка/  $h_{\text{макс.}} = 0,1$  м; глибину 0,15 м.

12. Для розрахунку необхідної підйомної швидкості в лотку



приймаємо: еквівалентний діаметр зерен піску  $d_{екв} = 0,05$  см;  
динамічний коефіцієнт в'язкості при температурі стічної води  
 $28^{\circ}C$   $\mu = 0,0084$  г/см $\cdot$ с.

Підйомна швидкість

$$V_n = 10 \frac{d_{екв}^{1,31}}{\mu^{0,54}} (0,7e + 0,17) =$$

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

13. Загальні витрати промислової води в лотку

$$Q_{зм} = V' \cdot b \cdot l = 0,0065 \cdot 0,5 \cdot 4,06 = 0,013 \text{ м}^3/\text{с}$$

14. При необхідній швидкості води в змивному трубопроводі

$V_p = 3$  м/с його діаметр буде рівний

$$d_{тр} = \sqrt{\frac{4Q_{зм}}{\pi V_n}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,013}{3,14 \cdot 3}} = 0,0743 \text{ м}$$

Приймаємо діаметр трубопроводу  $0,08$  м. Тоді фактична швидкість руху води на його початку

$$V_{ф} = 4Q_{зм} / \pi d_{тр}^2 = \frac{4 \cdot 0,013}{3,14 \cdot 0,08^2} = 2,6 \text{ м/с}$$

15. Напір на початку трубопроводу

$$H_0 = 5,6 \cdot h_{\text{макс.}} + 5,4 \cdot V_{тр}^2 / 2g =$$

$$= 5,6 \cdot 0,1 + 5,4 \cdot 2,6^2 / 2 \cdot 9,81 = 2,41 \text{ м}$$

16. Кількість сприсків в трубопроводі /при відстані між ними  $Z = 0,5$  м/.

$$n = 2l/Z = 2 \cdot 4,06/0,5 = 16$$

17. Діаметр отворів сприсків

$$d_{отв} = \sqrt{\frac{4Q_{зм}}{\pi \mu \sqrt{2g H_0}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,013}{3,14 \cdot 16 \cdot 0,82 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 2,41}}} = 0,0135 = 13,5 \text{ мм}$$

Приклад 2.6. Розрахувати тангенціальну пісокловку для очисної станції продуктивністю  $Q_3 = 8000$  м $^3$ /доб. Годинний коефі-

цієї нерівномірності  $K_H = 1,6$ .

### Р і ш е н н я

1. Середні годинні витрати на очисну станцію

$$Q_2 = Q_0 \cdot K_H / 24 = 8000 \cdot 1,6 / 24 = 533,3 \text{ м}^3/\text{г}$$

2. Приймаємо два відділення пісколовки, а навантаження на  $1 \text{ м}^2$  площі  $q = 110 \text{ м}^3/\text{м}^2$  в 1 г. Площу кожного відділення тангенціальної пісколовки знаходимо по формул:

$$F_n = Q_2 / n \cdot q = 533,3 / 2 \cdot 110 = 2,42 \text{ м}^2$$

3. Діаметр кожного відділення буде

$$D = \sqrt{4F/\pi} = 4 \cdot 2,42 : 3,14 = 1,76 \text{ м}$$

4. Глибину пісколовки приймаємо рівну половині діаметра

$$H_n = D/2 = 1,76/2 = 0,88 \text{ м}$$

5. Для відкладання осаду служить конусна основа пісколовки.  
Висота  $H_2$

$$H_2 = \sqrt{D^2 - H_n^2} = \sqrt{1,76^2 - 0,88^2} = 1,52 \text{ м}$$

6. Об'єм конусної частини

$$V_{\text{кон}} = \frac{\pi D^2 H_2}{3 \cdot 4} = \frac{3,14 \cdot 1,76^2 \cdot 1,52}{3 \cdot 4} = 1,23 \text{ м}^3$$

7. При нормі водовідведення  $q_d = 250 \text{ л/люд} \cdot \text{доб}$ /приведена кількість жителів

$$N_{\text{пр}} = Q_0 \cdot 1000 / q_d = 8000 \cdot 1000 / 250 = 32000 \text{ люд.}$$

8. Об'єм задержаного осаду за добу буде /при кількості задержаного осаду  $0,02 \text{ л/люд} \cdot \text{доб}$ ./

$$W_d = N_{\text{пр}} \cdot 0,02 / 1000 = 32000 \cdot 0,02 / 1000 = 0,64 \text{ м}^3$$

9. Заповнення конусної частини пісколовки буде відбуватися за період

$$t = V_{\text{кон}} / W_d = 1,23 / 0,64 = 1,92 \text{ доб}$$

Осад доцільно вигружати 1 раз на добу ерліфтом.

## 2.4. Відстійники

Відстійники застосовують для попереднього очищення стічних вод, якщо по місцевих умовах необхідне їх біологічне очищення, або як самостійна споруда, якщо по санітарних умовах цілком достатньо виділити із стічних вод тільки механічні домішки.

В залежності від призначення відстійники діляться на первинні, які встановлюються до споруд біологічної обробки стічних вод, і вторинні, які встановлюються після цих споруд.

По конструктивних ознаках відстійники підрозділяють на: горизонтальні /рис. 2.6/ - вода рухається горизонтально уздовж відстійника;

вертикальні /рис. 2.7/ - вода рухається знизу вверх;

радіальні /рис. 2.8/ - вода рухається від центру до периферії;

спеціальні /для виділення важких домішок, для виділення легких домішок тощо/.

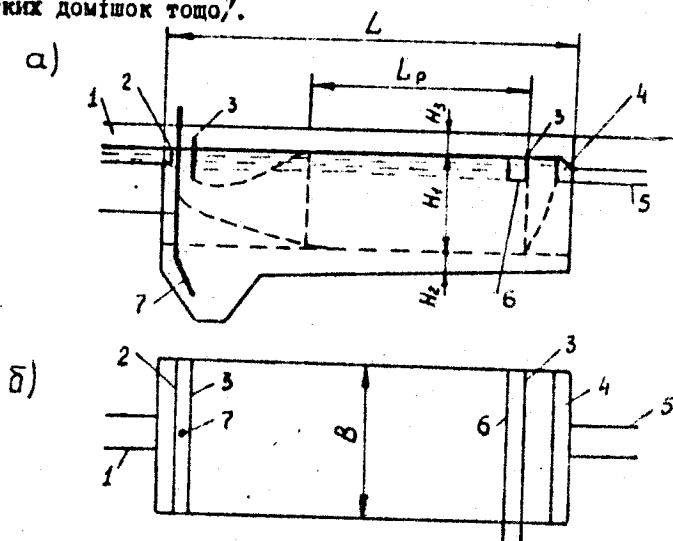


Рис. 2.6. Схема горизонтального відстійника:

а/ - розріз; б/ - план; 1 - підвідний лоток; 2 - розподільний лоток; 3 - напівзанурені дошки; 4 - збірний лоток; 5 - відвідний лоток; 6 - лоток для збирання і видалення плавучих решовин; 7 - трубопровід для видалення осаду.

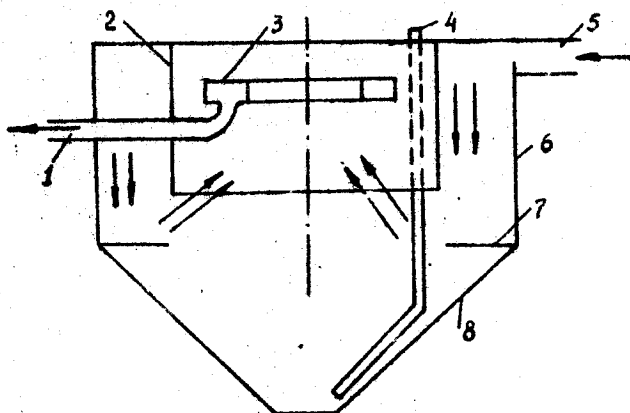


Рис. 2.7. Схема вертикального відстійника:

1 - вихід очищеної води; 2 - перегородка; 3 - водозбірник очищеної води; 4 - трубопровід для видалення осаду; 5 - трубопровід для стічної води; 6 - корпус відстійника; 7 - відбивне кільце; 8 - шламозбірник.

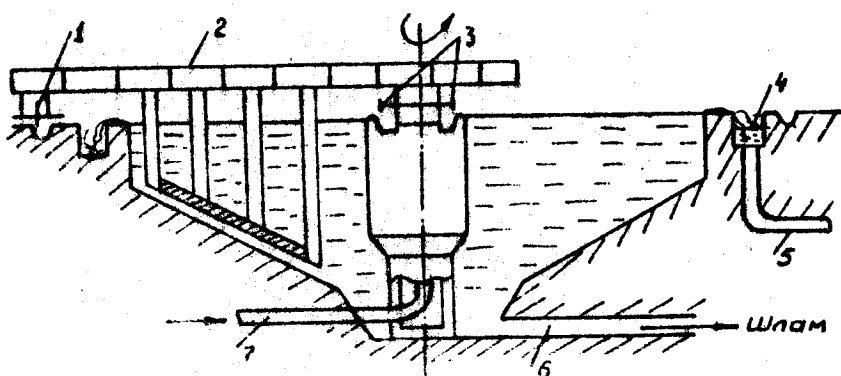


Рис. 2.8. Схема радіального відстійника:

1 - котки містка обслуговування; 2 - місток обслуговування; 3 - котки містка обслуговування; 4 - жолоб для стоку очищеної води; 5 - трубопровід для видалення очищеної води; 6 - канал для видалення шламу; 7 - трубопровід для подачі забрудненої води у відстійник; 8 - обертовий скребок для збору шламу.

Згідно з [20] тип відстійників необхідно вибрати з врахуванням продуктивності станцій очищення стічних вод, а саме: до 20000 м<sup>3</sup>/доб – вертикальні, більше 15000 м<sup>3</sup>/доб – горизонтальні; більше 20000 м<sup>3</sup>/доб – радіальні; до 30000 м<sup>3</sup>/доб – освітлювачі-перегнивачі; до 10000 м<sup>3</sup>/доб – двоярусні. Число відстійників необхідно прилати: первинних – не менше двох; вторинних – не менше трьох при умові, що всі вони робочі. При мінімальній кількості розрахунковий об'єм відстійника збільшують в 1,2...1,3 рази.

Відстійники, крім вторинних, після біологічного очищення розраховують по кінетиці випадіння завислих речовин з врахуванням необхідного ефекту освітлення /табл. 2.6/.

#### Загальні вимоги при проектуванні

Для горизонтальних відстійників: відношення  $L/H$  від 8 до 20; кут нахилу стін приямків відстійників не менше 50°; нахил днища не менше 0,005; висота нейтрального шару на 0,3 м вище днища /на виході з відстійника/, для вторинних відстійників – 0,3 м і глибина шару мулу на 0,3...0,5 м; скребки для збирання осаду і пристрій для випорожнювання відстійника.

Для радіальних відстійників: середня швидкість руху стічних вод  $V_p = 5...10$  мм/с; відношення діаметра відстійника до глибини протоочної частини від 6 до 12; глибина протоочної частини – 1,5...5 м; діаметр не менше 18 м; висота нейтрального шару 0,3 м і глибина шару  $H_2$  мулу 0,3...0,5 м від дна на виході з відстійника; пристрій для випорожнювання відстійника; нахил днища до мулового приямка не менше 0,05.

Для вертикальних відстійників: розрахункова висота зони осадження  $H = 2,7...3,8$  м, для вторинних – не менше 1,5 м; діаметр 4...9 м; центральна труба довжиною, рівною розрахунковій висоті зони осадження, з розтрубом і нерухожим відбивним щитом знизу; діаметр розтрубу і його висота рівні 1,35 діаметра центральної труби; діаметр відбивного щита 1,3 діаметра розтруба воронки. Кут нахилу поверхні відбивного щита до горизонту – 17°; висота шару між низом відбивного щита і поверхнею осаду 0,3 м; швидкість руху води в центральній трубі не більша

Таблиця 2.6

Тривалість відстоювання в циліндрі глибиною 500 мм /  $h$  /, с

Ефект освітлення	Коагуляція зависі типу зависів		Дрібнодисперсні мінеральні зависі з питомою вагою 2..3 гс/см <sup>3</sup>		Структурні важкі зависі з питомою вагою 5..6 гс/см <sup>3</sup>					
	$\Pi = 0,25$		$\Pi = 0,4$		$\Pi = 0,6$					
	Концентрація, мг/л									
	100	200	300	500	1000	2000	3000	200	300	400
20	600	300	-	150	140	100	40	-	-	-
30	900	540	320	180	150	120	50	-	-	-
40	1320	650	450	200	180	150	60	75	60	45
50	900	900	640	240	200	180	80	120	90	60
60	3600	1200	970	280	240	200	100	180	120	75
70	-	3600	2600	1630	280	230	130	390	180	130
80	-	-	-	5260	690	570	370	3000	560	360
90	-	-	-	-	2230	1470	1080	-	-	-
100	-	-	-	-	-	3600	1850	-	-	-

Примітки: 1. Тривалість відстоювання приведена при температурі води 20° С.

2. Для проміжних значень концентрацій завислих речовин і ефекту освітлення тривалість відстоювання визначається лінійною інтерполяцією.

30 мм/с; швидкість руху стічних вод в щілині між нижньою кромкою центральної труби і поверхнею відбивного щита в первинних відстійниках не більше 20 мм/с, у вторинних – 15 мм/с; нахил стінок днища не менше 50°.

Розрахунок первинних відстійників робиться по наступних формулах:

а/ розміри відстійників:

довжина  $L_{\delta 2}$ , м, горизонтальних

$$L_{\delta 2} = V \cdot H_1 / K (U_0 - \omega_{\delta}), \quad / 2.22 /$$

радіус  $R_{\delta}$ , м, вертикальних, радіальних і з обертовими збірно-розподільними пристроями

$$R_{\delta} = \sqrt{\frac{Q_2}{3,6 \pi K U_0}}, \quad / 2.23 /$$

де  $V$  – середня розрахункова швидкість в проточній частині відстійника, приймається рівною 5...10 мм/с;

$H_1$  – глибина проточної частини, м;

$K$  – коефіцієнт: 0,5 – для горизонтальних відстійників; 0,45 – для радіальних; 0,35 – для вертикальних; 0,85 – для відстійників з обертовими збірно-розподільними пристроями;

$U_0$  – гідравлічна крупність частинок зависі, мм/с;

$Q_2$  – годинна витрата стічних вод, м<sup>3</sup>/год;

$\omega_{\delta}$  – вертикальна турбулентна складова швидкості руху стічних вод.

При  $\omega_{\delta} = 0,05$

$\omega_{\delta}$  не враховується у формулах /2.23, 2.24/, тому що

$$\omega_{\delta} \ll V$$

Умовну гідравлічну крупність  $U_0$ , мм/с, знаходимо по формулі

$$U_0 = \frac{1000 \cdot K \cdot H_1}{\alpha t \left( \frac{K H_1}{h} \right)^n}, \quad / 2.24 /$$

де  $\alpha$  – коефіцієнт, враховуючий вплив температури води на її в'язкість:

°C	60	50	40	30	20	15	10	5	0
	0,45	0,55	0,66	0,8	1	1,4	1,3	1,5	1,8

$t$  - тривалість відстоювання в циліндрі з шаром води відповідно заданому ефекту освітлення  $K$  /табл. 2.6/;

$\Pi$  - коефіцієнт, залежний від властивостей зависі /табл. 2.6/;

Значення  $(KH_1/h)^n$  для відстійників різних типів визначаємо по табл. 2.7.

Таблиця 2.7

Значення  $(KH_1/h)^n$ 

Висота відстійника, $H_1$ , м	Тип відстійника			
	вертикальний	радіальний	горизонтальний	з обертовими розподільними пристроями
1	-	-	-	1,14
1,5	-	1,03	1,11	1,27
2	1,11	1,16	1,19	-
3	1,21	1,29	1,32	-
4	1,29	1,35	1,41	-
5	-	1,46	1,5	-

Після визначення довжини і радіуса для горизонтальних і вертикальних відстійників необхідно перевірити фактичну швидкість  $V_\varphi$ , м/с, в проточній частині відстійника по формулах:

для горизонтального відстійника

$$V_\varphi = Q_2 / (3,6 H, B), \quad / 2.25 /$$

де  $B$  - ширина відстійника, м, приймається  $/2 \dots 5/H$  ;  
для радіального відстійника

$$V_\varphi = Q_2 / (3,6 \pi R H), \quad / 2.26 /$$

В разі відрізнності швидкості  $V$  і  $V_\varphi$  - уточнити величини  $L_{\beta_2}$  і  $R_{\beta}$ .

Основні розрахункові параметри відстійників необхідно приймати по табл. 2.8.

Для відстійників з обертовими збірно-розподільними пристроями приймаємо: висоту нейтрального шару 0,5...0,6 м; глибину шару осаду 0,3...0,4 м; швидкість  $V_T = 0$ ; пристрої для випорожнювання, згрібання і видалення осаду. Крім цього, враховується форма перегородки, яка розділяє розподільний і водоприймальний лоток. Форма цієї перегородки може бути виражена через змінну



## Основні розрахункові параметри відстійників

Тип відстійника	Коефіцієнт використаня об'єму К	Робоча глибина відстійника $H_1$ , м	Ширина $B$ , м	Швидкість робочого потоку $V$ , мм/с	Нахил дна до мулового приямку
Горизонтальний	0,5	1,5 - 4	2H - 5H	5 - 10	0,005 - 0,5
Радіальний	0,45	1,5 - 5	-	5 - 10	0,005 - 0,5
Вертикальний	0,35	2,7 - 3,8	-	-	-
З обертовими збірно-розподільними пристроями	0,85	0,8 - 1,2	-	-	0,05 -

ширину  $B_n$  розподільного лотка

$$B_n = m \sqrt{R_n^2 - \ell_n^2}, \quad / 2.27 /$$

де  $m = 1/11; 1/12;$

$\ell$  - віддалення розрахункового створу від центра відстійника;

$$R_n = 0,5 D - \delta_3, \text{ м}, \quad / 2.28 /$$

де  $D$  - діаметр відстійника, м;

$\delta_3$  - зазор між стінкою і фермою /  $\delta_3 = 0,1 \dots 0,15$  м/.

Кількість струмененаправних лопатин  $n_n$  визначається конструктивно при дотриманні наступного співвідношення:

$$2 z_n - (2 n_n + 1) = L_n, \quad / 2.29 /$$

де  $z_n = 0,1 \dots 0,125$  м.

Число лопатин  $n_n$  не треба приймати більше 24 шт.

Висота водозливу  $h_{\delta_3}$  розраховується по формулі

$$h_{\delta_3} = 1,24 \frac{Q_{\delta_3}}{R_{\delta_3}^2}, \text{ м}, \quad / 2.30 /$$

де  $Q$  - продуктивність відстійника, м<sup>3</sup>/г;

$R_{\delta_3}$  - радіус відстійника, м.

Період обертів  $T$ , с, водорозподільного пристрою знаходиться по формулі

$$T = \frac{1000 H_B \cdot K_B}{U_0} \quad / 2.3 \Sigma /$$

Приклад 2.7. Розрахувати відстійник з обертвим збирно-розподільним пристроєм для очищення міських стічних вод.

Дано: витрати стічних вод  $Q_2 = 80000 \text{ м}^3/\text{доб}$ ; коефіцієнт нерівномірності  $K_H = 1,2$ ; початкова концентрація  $C_n = 300 \text{ мг/л}$ ; ефективність освітлення  $\epsilon = 60\%$ ; розрахункова температура води  $20^\circ \text{C}$ , густина осаду  $2,6 \text{ г/см}^3$ .

### Р і ш е н н я

1. Задаємося діаметром відстійника  $D_2 = 24 \text{ м}$ , в якому висота відстоювання  $H_1 = 1 \text{ м}$ .

2. При розрахунковій температурі стічної води  $20^\circ \text{C}$  коефіцієнт  $\alpha = 1$ , а  $(\kappa H/h)^n = 1,14$  /табл. 2.7/.

3. Для забезпечення необхідного ефекту освітлення  $\epsilon = 60\%$  тривалість освітлення  $t = 970 \text{ с}$  при  $\eta = 0,25$  /табл. 2.6/, коефіцієнт  $K = 0,85$ .

4. Знаходимо гідравлічну крупність частинок зависі

$$U_0 = \frac{1000 \kappa H_1}{\alpha t \left( \frac{\kappa H_1}{h} \right)^n} = \frac{1000 \cdot 0,85 \cdot 1}{1 \cdot 970 \cdot 1,14} = 0,76 \text{ мм/с}$$

5. Продуктивність одного відстійника

$$Q'_2 = 2,8 \kappa (D_2^2 - d_{2,n}^2) U_0 =$$

$$= 2,8 \cdot 0,85 / 24^2 - 1^2 / \cdot 0,76 = 1040 \text{ м}^3/\text{г},$$

де  $d_{2,n}$  - діаметр впускного патрубку.

6. Знаходимо період обертів водорозподільного пристрою

$$T = \frac{1000 \cdot H_1 \cdot K}{U_0} = 1000 \cdot 1 \cdot 0,85 / 0,76 = 1118,4 = 18,6 \text{ хв.}$$

7. Знаходимо радіус розподільного лотка

$$R_n = 0,5 D - b_3 = 0,5 \cdot 24 - 0,15 = 11,85 \text{ м}$$

8. Розраховуємо ширину розподільного лотка і висоту водозливу. Для зручності результати розрахунку зводимо в таблицю.

$R_n, м$	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
$B_n, м$	0,973	0,955	0,929	0,895	0,851	0,796	0,728	0,642	0,529	0,367	0,
$h_{6,3}, м$	0,030	0,039	0,047	0,055	0,062	0,069	0,075	0,081	0,087	0,093	0,097

9. Розраховуємо кількість відстійників, необхідних для очищення стічних вод

$$N = \frac{Q_d \cdot K_M}{24 \cdot Q'_2} = \frac{80000 \cdot 1,2}{24 \cdot 1040} = 3,85$$

Встановлюємо 4 відстійники.

10. Маса зловленого осаду

за добу  $G_d = C_n \cdot \epsilon \cdot K_M \cdot Q_3 / 1000 \cdot 1000 = 300 \cdot 0,6 \cdot 1,2 \cdot 80000 / 1000 \cdot 1000 = 17,3$  т/добу  
за зміну  $G_3 = G_d / 3 = 17,3 / 3 = 5,76$  т/зміну

11. Проектуємо пристрій для згрібання і видалення осаду. Додільно осад вивантажувати 1 раз в зміну.

Приклад 2.8. Знайти розміри горизонтального відстійника для очищення виробничих вод.

Дано: витрати стічних вод  $Q_{\partial} = 5000 \text{ м}^3/\text{доб}$ , коефіцієнт годинної нерівномірності  $K_H = 1,2$ , початкова концентрація завислих частинок  $C_n = 1800 \text{ мг/л}$ ; кінцева концентрація  $C_g = 200 \text{ мг/л}$ . Швидкість осадження завислих частинок в стані спокою характеризується графіком /рис. 2.9/.

Вологість осаду  $P = 75\%$ ,

Густина його  $\rho = 1,8 \text{ т/м}^3$ .

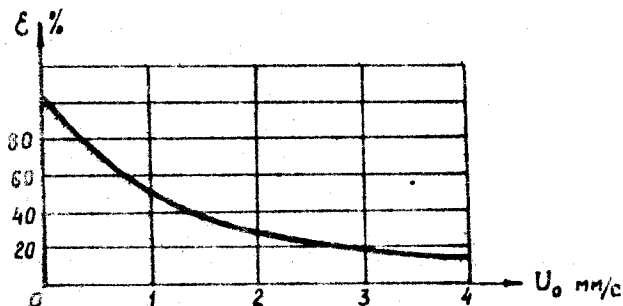


Рис. 2.9. Співвідношення кількості частинок різної гідравлічної крупності.

### Р і ш е н н я

1. Розрахункові витрати стічних вод на відстійник

$$Q_c = \frac{Q_{\partial}}{24 \cdot 3600} \cdot K_H = \frac{5000}{24 \cdot 3600} \cdot 1,2 = 0,069 \text{ м}^3/\text{с}.$$

2. Приймаємо відстійник з двох відділень, тоді витрати на одне відділення

$$Q'_c = Q_c / 2 = 0,069 / 2 = 0,0345 \text{ м}^3/\text{с}.$$

3. Необхідний ефект освітлення

$$\epsilon = \frac{C_n - C_g}{C_n} \cdot 100 = \frac{1800 - 200}{1800} \cdot 100 = 89\%$$

4. Приймаємо згідно [25]:

глибину проточної частини  $H_1 = 1,5 \text{ м}$ ;

швидкість стічної води в ній  $V_p = 6 \text{ мм/с}$ ;

вертикальну складову швидкості руху води  $\omega = 0,01$  мм/с;  
коєфіцієнт  $K = 0,5$ .

Тривалість відстоювання при  $\eta = 0,4$  і ефекті освітлення  
89% /табл. 2.6/  $t = 1530$  с;

коєфіцієнт  $\alpha$  при температурі стічної води  $90^\circ \text{C} = 1$ .

5. Гідравлічна крупність частинок зависі

$$U_0 = \frac{1000 K H_1}{\alpha t \left( \frac{K H_1}{h} \right)^n} = \frac{1000 \cdot 0,5 \cdot 1,5}{1 \cdot 1530 \cdot 1,11} = 0,44 \text{ мм/с.}$$

6. Довжина горизонтального відстійника

$$L_0 = V_0 H_1 / K U_0 = 6 \cdot 1,5 / 0,5 \cdot 0,44 = 41 \text{ м}$$

7. Ширина відділень відстійника

$$B_0 = Q_f / n V H_1 = 0,069 / 2 \cdot 0,006 \cdot 1,5 = 3,8 \text{ м}$$

Згідно з [25] ширина повинна бути  $/2...5/ H_1$ , в нашому випадку умова виконується, тобто  $B = 2,53 H_1$ .

8. Первинні відстійники обладнуємо пристроями для механічного видалення осаду. Об'єм мулової камери необхідно приймати по кількості осаду, що випадає за 8 г.

Маса зловленого осаду за добу:

$$M = C_n \cdot \varepsilon \cdot K Q_0 / 1000 \cdot 1000 = 1800 \cdot 0,89 \cdot 1,2 \cdot 500 :$$

$$: 1000 \cdot 1000 = 9,6 \text{ т/добу,}$$

де  $K$  – коєфіцієнт, враховуючий збільшення об'єму осаду за рахунок великих фракцій осаду /рівня 1,1... 1,2/.

За зміну:  $M_{3г} = 9,6 / 3 = 3,2 \text{ т/зміну}$

9. Об'єм осаду за 8 годин

$$W_3 = 100 \cdot M_{3г} / (100 - p) \rho = 100 \cdot 3,2 / 100 - 75 / 1,8 = 7 \text{ м}^3.$$

10. Для нагромадження осаду на початку споруди проектуємо бункер у вигляді перевернутої зрізаної піраміди з розмірами верхньої основи  $S_1 = 3 \times 2$  м, нижньої  $S_2 = 1 \times 0,5$  м. Висоту піраміди приймаємо  $h = 2,0$  м. Об'єм одного відділення

$$V_0 = 1/3 h (S_1 + \sqrt{S_1 \cdot S_2} + S_2) =$$

$$= 1/3 \cdot 2/3 \cdot 2 + \sqrt{3 \cdot 2 \cdot 1 \cdot 0,5} + 1 \cdot 0,5 = 5,48 \text{ м}^3$$

II. В основі відстійника також проектуємо ємність для нагромадження осаду. Висоту  $H_1$  в кінці споруди приймаємо 0,2 м. При нахилі дна  $L = 0,005$  висота на початку споруди

$$h_{oc} = 0,2 + L_6 \cdot 0,005 = 0,2 + 41 \cdot 0,005 = 0,4 \text{ м.}$$

12. Об'єм осадочної частини в основі одного відділення

$$V_{oc} = BL (h_{oc} + 0,2) / 2 = 3,8 \cdot 42 (0,4 + 0,2) / 2 = 48,0 \text{ м}^3$$

13. Загальний об'єм осадочних частин одного відділення

$$V_3 = V_8 + V_{oc} = 5,18 + 48 = 53,18 \text{ м}^3$$

14. Таким чином, осадочні частини відстійника будуть заповнюватися за

$$2V_3 / W_3 \cdot 3 = 2 \cdot 53,18 / 7 \cdot 3 = 5 \text{ діб}$$

Враховуючи нерівномірність розподілення осаду по площі відстійника, його доцільно вивантажувати один раз на добу.

Приклад 2.9. Розрахувати вертикальний відстійник для очищення стічних вод.

Дано: витрати стічних вод  $Q_3 = 8000 \text{ м}^3/\text{доб}$ ; коефіцієнт годинної нерівномірності  $K_H = 1,3$ ; вміст завислих речовин у воді  $C_n = 300 \text{ мг/л}$ ; необхідний коефіцієнт освітлення  $\epsilon = 40\%$ ; коефіцієнт  $K = 0,35$ ; швидкість руху води в центральній трубі  $V_{тр} = 15 \text{ мм/с}$ ; густина осаду  $\rho = 1 \text{ т/м}^3$ , вологість його  $P = 95\%$ .

#### Р і ш е н н я

1. Середні секундні витрати на відстійник

$$Q_c = Q_3 / 24 \cdot 3600 = 8000 / (24 \cdot 3600) = 0,092 \text{ м}^3/\text{с}$$

2. Максимальні секундні витрати з врахуванням коефіцієнта нерівномірності

$$Q_{c, \text{макс}} = Q_c \cdot K_H = 0,092 \cdot 1,3 = 0,12 \text{ м}^3/\text{с}$$

3. Розрахункова висота зони осаджування  $H_1 = 2,8 \text{ м}$  [25] V.

4. При середній місячній температурі стічних вод  $10^\circ \text{ C}$  коефіцієнт  $\alpha = 1,3$ , тоді  $(KH/h)^n = 1,19 / \text{табл. 2.7/}$ .

5. Для забезпечення ефекту освітлення води  $\epsilon = 40\%$  триває відстоювання  $t = 450 \text{ с}$  при  $\Pi = 0,25 / \text{табл. 2.6/}$ .

6. Гідрравлічна крупність частинок зависі

$$U_0 = \frac{1000 K H_1}{\alpha t \left( \frac{K H_1}{\Pi} \right)^n} = \frac{1000 \cdot 0,35 \cdot 2,8}{1,3 \cdot 450 \cdot 1,19} = 1,4 \text{ мм/с}$$

7. Приймаємо 6 секцій відстійника. Площа однієї секції

$$F_c = Q_{c \text{ макс}} / \pi K U_0 + Q_{c \text{ макс}} / \pi V_{тр} =$$

$$= 0,12/6 \cdot 0,35 \cdot 0,0014 + 0,12/6 \cdot 0,03 = 41,5 \text{ м}^2$$

/друга складова, - площа центральної труби  $f_{ц.тр}$  /.

$$8. \text{ Діаметр секції } D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} = \sqrt{4 \cdot 41,5/3,14} = 7,25 \text{ м}$$

9. Діаметр центральної труби

$$d_{ц.тр} = \sqrt{\frac{4 f_{ц.тр}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,66}{3,14}} = 0,91 \text{ м}$$

Тоді діаметр розтруба  $d_p = d_{ц.тр} \cdot 1,35 = 0,91 \cdot 1,35 = 1,23 \text{ м}$ .

√10. Висота щілини  $h_{щ}$  між нижньою кромкою центральної труби і поверхнею відбивного щита при швидкості руху в ній

$$V_{щ} = 0,02 \text{ м/с} \quad [25].$$

$$h_{щ} = Q_{c \text{ макс}} / \pi d_p V_{щ} = 0,12/6 \cdot 3,14 \cdot 1,23 \cdot 0,02 = 0,26 \text{ м}.$$

11. Згідно з [25] висоту шару між низом відбивного щита і поверхнею осаду приймаємо  $h_{ос} = 0,3 \text{ м}$ . Загальна висота циліндричної частини при висоті борту відстійника  $h_{борт} = 0,5 \text{ м}$ .

$$H_{ц} = H_1 + h_{щ} + h_{ос} + h_{борт} = 2,8 + 0,26 + 0,3 + 0,5 = 3,86 \text{ м}.$$

12. Кут нахилу стінок конусної частини до горизонту приймаємо  $60^\circ$ . Тоді висота конусної частини

$$h_k = \sqrt{D^2 - D^2/4} = D \cdot \sqrt{3}/2 = 7,25 \cdot \sqrt{3}/2 = 6,3 \text{ м}$$

13. Об'єм конусної частини

$$V_{кон} = 1/3 \pi R^2 h_k; \quad V_{кон} = 1/3 \cdot 3,14 \cdot \frac{7,25^2}{2} \cdot 6,3 =$$

$$= 86,6 \text{ м}^3.$$

14. Маса задержаного осаду за добу

$$M = C_n \cdot \varepsilon \cdot K \cdot Q_d / 1000 \cdot 1000 =$$

$$= 300 \cdot 0,4 \cdot 1,2 \cdot 8000/1000 \cdot 1000 = 1,15 \text{ т}$$

15. Об'єм уловлюваного осаду всіма секціями відстійника

$$W = \frac{100 \text{ М}}{(100 - \rho) \rho} = \frac{100 \cdot 1,15}{/100 - 95/ \cdot 1} = 23 \text{ м}^3/\text{доб}$$

16. Осадочна частина відстійників буде заповнюватися осадом за

$$t = n \cdot V_{\text{кон}} / W = 6 \cdot 95,7/23 = 25 \text{ діб}$$

Для попередження загнивання осаду його необхідно вивантажувати не рідше одного разу за дві доби.

Приклад 2.10. Запроектувати типові радіальні відстійники для очищення стічних вод.

Дано: витрати стічних вод  $Q_{\text{д}} = 120000 \text{ м}^3/\text{доб}$ , вміст завислих речовин у стічній воді  $C_{\text{л}} = 180 \text{ мг/л}$ , в освітленій воді  $C_{\text{в}} = 100 \text{ мг/л}$ . Годинний коефіцієнт нерівномірності  $K_{\text{н}} = 1,47$ .

### Р і ш е н н я

1. Необхідний коефіцієнт освітлення

$$E = (C_{\text{л}} - C_{\text{в}}) / C_{\text{л}} \cdot 100 / C_{\text{л}} = (180 - 100) / 180 = 44,4\%$$

2. Максимальні секундні витрати стічних вод на очисну станцію

$$Q_{\text{с макс}} = Q_{\text{д}} \cdot K_{\text{н}} / 24 \cdot 3600 = 120000 \cdot 1,47 / 24 \cdot 3600 = 2,042 \text{ м}^3/\text{с}$$

3. Приймаємо висоту протічної частини відстійника

$H_1 = 3,0 \text{ м}$ , середню швидкість руху води на половині радіусу

$V_{\text{ср}} = 8 \text{ мм/с}$ . Вертикальна турбулентна складова швидкості руху стічних вод  $\omega_{\text{в}} = 0,03 \text{ мм/с}$ . При середньомісячній температурі стічних вод  $10^\circ \text{ С}$  коефіцієнт  $\alpha = 1,3$ ; при глибині протічної частини  $H_1 = 3,0 \text{ м}$   $(\kappa H_1/h)^n = 1,29$  /табл. 2.7/. Для забезпечення необхідного ефекту освітлення тривалість відстоювання

$$t = 800 \text{ с при } n = 0,25 \text{ /табл. 2.6/. Коефіцієнт } K = 0,45.$$

4. Гідравлічна крупність частинок зависі



$$U_0 = \frac{1000 \cdot \kappa \cdot H_1}{\alpha t \left( \frac{\kappa H_1}{h} \right)^n} = \frac{1000 \cdot 0,45 \cdot 3}{1,3 \cdot 800 \cdot 1,29} = 1,006 \text{ мм/с}$$

5. Необхідний об'єм зони відстоювання очисної станції

$$V_c = \frac{H_1 Q_{c \text{ макс}}}{\kappa (U_0 - \omega_0)} = \frac{3 \cdot 2,042}{0,45 / 0,001006 - 0,00003} = 13934 \text{ м}^3$$

6. Приймаємо 10 відстійників по типовому проекту 90к-2-88/75 з наступними розмірами: діаметр  $D = 24$  м; глибина відстійника з осадовою частиною біля зовнішньої стінки  $H_r = 3,4$  м; глибина протічної частини  $H'_1 = 3,1$  м; об'єм зони відстоювання

$$V_0 = 1400 \text{ м}^3; \text{ об'єм зони для накоплення осаду } 210 \text{ м}^3$$

7. Теоретична тривалість освітлення води при максимальних витратах

$$t = n V_0 / Q_{c \text{ макс}} = 10 \cdot 1400 / 2,042 = 685 \text{ с} = 1,9 \text{ г.}$$

## 2.5. Гідроциклони

Для прискорення механічного очищення стічних вод застосовують безнапірні /відкриті/ і напірні гідроциклони, в яких для виділення забруднень використовується дія відцентрової сили.

На рис. 2.10 показана схема відкритого гідроциклону. За рахунок тангенціальної подачі води в апарат вона набуває завихреного руху. Тверді частинки домішок /при умові, що їх густина більша густини води/ під дією відцентрових сил інерції притисаються до внутрішніх стінок циліндричної частини апарату, і, втрачаючи свою кінетичну енергію внаслідок тертя зі стінками, "сповзають" по них в кінцеву частину, звідки видаляються через шламовідвідну трубу 2.

Очищена вода зливається в кільцевий лоток 6 у верхній частині, а з нього видаляється через зливну трубу 3.

На рис. 2.10 показана схема відкритого гідроциклону з кінцевою діафрагмою і внутрішнім циліндром. Крім цього випускаються гідроциклони без внутрішніх перегородок, з кінцевою діафрагмою, багатоярусні з центральними випусками і багатоярусні з периферійним відбором очищеної води /табл. 2.9'.

Відкриті гідроциклони застосовуються для виділення із стіч-

них вод володаючих і гребодиверсних сливаючих домішок гідрравлічною крупністю більше 0,2 мм/с.

При розрахунку відкритих гідроциклонів основною величиною являється питоме гідрравлічне навантаження  $q$ , м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>·г/, яке знаходиться по формулі

$$q = 3,6 K \cdot U_0, \quad / 2.32 /$$

де  $K$  - коефіцієнт пропорціональності, залежний від типу гідроциклонна:

без внутрішніх пристроїв - 0,6І;

з конічною діафрагмою і внутрішнім циліндром - 1,98;

багаторусногоз центральними випусками

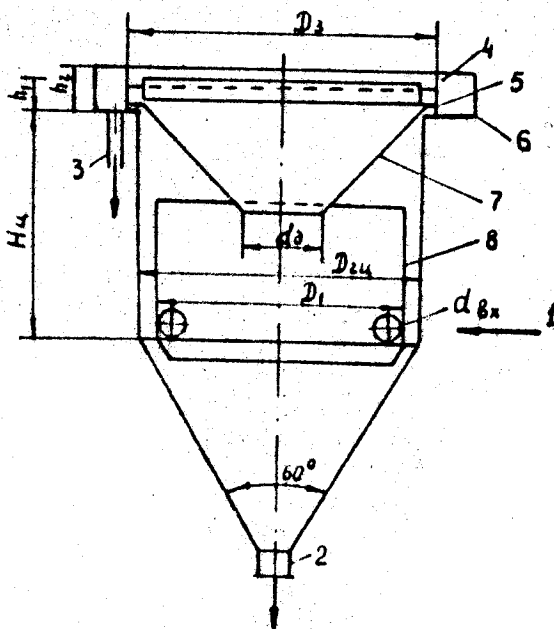


Рис. 2.10. Схема відкритого гідроциклонна:

1 - водоподаюча труба; 2 - шламвідвідна труба; 3 - зливна труба; 4 - напівпогружена кільцева стінка; 5 - кільцевий водозлив; 6 - кільцевий водозбірний лоток; 7 - конічна діафрагма; 8 - внутрішній циліндр.

$$K = \frac{0,75 n (D_{24}^2 - d_p^2)}{D_{24}^2}, \quad / 2.33 /$$

тут  $n$  - число ярусів, шт. ;  
 $D_{24}$  - діаметр гідроциклону, м ;  
 $d_p$  - діаметр круга для розтрубів, м ;  
 багатоярусного з периферійним відводом освітленої

води

$$K = \frac{1,5 n' (D_{24}^2 - d_d^2)}{D_{24}^2}, \quad / 2.34 /$$

тут  $n'$  - число пар ярусів ;  
 $d_d$  - діаметр отвору середньої діафрагми, м.  
 Продуктивність одного гідроциклону  $Q_{24}$ , м<sup>3</sup>/г знаходиться по формулі

$$Q_{24} = 0,785 q D_{24}^2 \quad / 2.35 /$$

Виходячи з загальної кількості стічних вод  $Q_2$  знаходиться кількість робочих гідроциклонів

$$N = Q_2 / Q_{24} \quad / 2.36 /$$

Після прийняття діаметра гідроциклону і визначення їх кількості по табл. 2.9 знаходяться основні розміри гідроциклону.

Видалення осаду /шламму/ з відкритих гідроциклонів необхідно передбачати безперервне під гідростатичним тиском, гідроелеваторами або механізованими засобами.

Спливаючі домішки, масла і нафтопродукти необхідно задержувати напівпогруженою перегородкою.

Напірні гідроциклони /рис. 2.II/ застосовуються для виділення тільки осідаючих агрегатостійких грубодисперсних домішок. В них очищена вода виводиться через осьову трубу, прикріплену до кришки циліндричної частини апарата.

Проектування напірних гідроциклонів проводиться при наявності даних про характеристику стічних вод і механічних забруднень.

По кривій кінетики відстоювання /рис. 2.I2/ по заданому ефекту очищення знаходиться охоплююча гідравлічна круїність

$$U_0 = h/t, \text{ мм/с}, \quad / 2.37 /$$

Таблиця 2.9

## Основні конструктивні параметри відкритих гідроциклонів

Найменування конструктивного елементу	Тип гідроциклона						
	Одиниця виміру	без внутрішніх устаток	з конічною діафрагмою і внутрішнім циліндром	з конічною діафрагмою і внутрішнім циліндром	з конічною діафрагмою з центральним впускним відбором очищеної води	з конічною діафрагмою з центральним впускним відбором очищеної води	з конічною діафрагмою з центральним впускним відбором очищеної води
I	2	3	4	5	6	7	
Діаметр апарата, $D_{ц}$ , м	2 - 10	2 - 10	2 - 6	2 - 5	2 - 6	2 - 6	2 - 6
Висота циліндричної частини, $H_c$ , частки від $D_{ц}$	$D$	$D$	$D$	$D + 0,5$	-	-	-
Розмір впускного патрубку $\alpha$ & $\beta$	0,07	0,07	0,05	0,05	0,05	0,05	Визначається по швидкості входу
Кількість впусків $\Pi$ , шт.	2	2	2	2	3	3	3
Кут конічної частини $\alpha$ , град.	60	60	60	60	60	60	60
Кут конуса діафрагми $\beta$ , град.	-	-	90	90	90	90	90 - 60
Діаметр центрального отвору в діафрагмі від $D_{ц}$ , частки	-	-	0,5	0,5	0,5	0,6 - 1,4	0,6 - 1,0
Діаметр внутрішнього циліндра $D_1$	-	-	-	-	-	-	0,88

Продовження таблиці 2.9

I	2	3	4	5	6	7
Висота внутрішнього циліндра $H_1$	частка від $D_{2H}$	-	-	1,0	-	-
Висота водозливної стінки над діафрагмою $H_2$	м	-	0,5	0,5	0,5	0,5
Діаметр водозливної стінки $D_2$	частка від $D_{2H}$	$D_{2H}$	$D_{2H} + 0,2$	$D_{2H} + 0,2$	$D_{2H} + 0,2$	$D_{2H} + 0,2$
Діаметр напівопогруженої кільцевої перегородки $D_3$	" "	$D_{2H} - 0,2$	$D_{2H}$	$D_{2H}$	$D_{2H}$	$D_{2H}$
Висота крисів $h_{ti}$	м	-	-	-	0,1 - 0,25	0,1 - 0,2
Число крисів $\lambda_{ti}$	шт.	-	-	-	4 - 20	4 - 20
Ззор між корпусом і діафрагмою $\Delta D$	м	-	0	0	0,05 - 0,07	0,1 - 0,15
Щоразна шланговідведена діаметр $\delta$	" "	-	-	-	0,1 - 0,15	-
Швидкість потоку на вході в апарат $V_{вх}$	м/с	0,3 - 0,5	0,3 - 0,5	0,3 - 0,5	0,3 - 0,4	0,3 - 0,4
Швидкість потоку на виході в пристрій випуску $V_{вхл}$	" "	-	-	-	- 0,1	-
Кількість випусків з труси $\lambda_3$	шт.	-	-	-	3	-

\* Числ. високів розмір кільцевої діафрагми по двох крисів, від високів - верхньої.

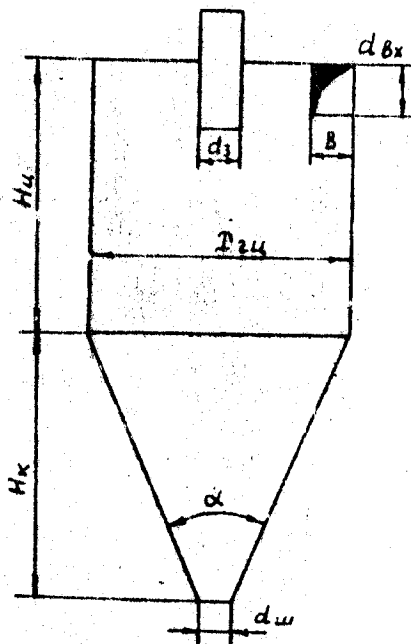


Рис. 2.11. Схема напірного гідроциклону:

- патрубок підводу води;
- зливний патрубок;
- шламовий патрубок.

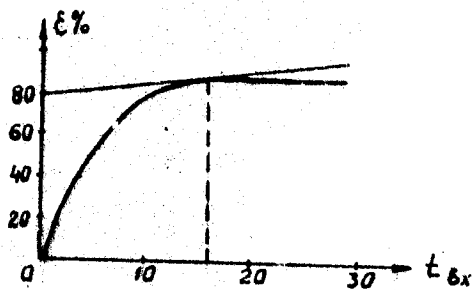


Рис. 2.12. Кінетика відстоювання стічних вод  
/  $C_0 = 300$  мг/л;  $h = 200$  мм/.

потім з точки по осі ординат, відповідній необхідному ефекту очищення, проводиться дотична до кривої  $\xi = f(t)$ . З точки дотику опускається перпендикуляр на вісь абсцис і по знайденому часу  $t_{gr}$  визначається гранична гідравлічна крупність задержуваних частинок

$$U_{2p} = h/t_{gr} \text{ мм/с.} \quad / 2.38 /$$

по якій згідно формули Стокса розраховується граничний діаметр  $d_{2p}$  мкм, задержуваних при заданому ефекті частинок

$$d_{2p} = \sqrt{\frac{18 \mu U_{2p}}{100 (\rho_3 - \rho_p) g}}, \quad / 2.39 /$$

де  $\rho_3, \rho_p$  - питома вага забруднень і рідини /води/, г/см<sup>3</sup>;  
 $\mu$  - коефіцієнт динамічної в'язкості /  $\mu = 0,01$  /.

По визначеній граничній крупності частинок вибираємо /табл. 2.I0 і 2.II/ тип гідроциклону, в якому ці частинки можуть бути виділені, і визначаємо розміри його основних вузлів.

Виходячи із визначених розмірів гідроциклону розраховується гранична крупність розділення  $\delta_{2p}$ , мкм, по формулі

$$\delta_{2p} = 2,7 \cdot 10^3 \frac{D_{2u}^{0,543} \cdot d_{6x}^{1,843} \cdot d_3^{0,014} \cdot \mu^{0,5}}{d_w^{0,572} \cdot H_u^{0,507} \cdot H_k^{0,714} \cdot (\rho_3 - \rho_p) \cdot P^{0,812}}, \quad / 2.40 /$$

де  $D_{2u}, d_{6x}, d_3, d_w$  - діаметри відповідно гідроциклону, вхідного, зливного і шламового патрубків, см;

$H_u, H_k$  - висота відповідно циліндричної і конусної частин гідроциклону, см;

$P$  - тиск на вході в гідроциклон, МПа.

Якщо  $\delta_{2p}$  більше крупності, яка відповідає необхідному ефекту очищення, то вибір гідроциклону необхідно повторити, змінюючи його конструктивні розміри і тиск на вході.

Після уточнення всіх розмірів гідроциклону знаходиться його продуктивність  $Q_{2u}$ , м<sup>3</sup>/г

$$Q_{2u} = 9,58 \cdot 10^3 \cdot d_{6x} \cdot d_3 \cdot \sqrt{g \Delta P}, \quad / 2.41 /$$

Таблиця 2.10

## Основні конструктивні параметри клапінних гідроциклонів

Найменування вузлів і деталей.	Розміри основних вузлів і деталей					
	ГН - 25*	ГН - 80*	ГНС - 125	ГНС - 250*	ГНС - 500*	
І	2	3	4	5	6	6
Діаметр:						
циліндричної частини $D_{цл}$ , мм.	25	80	125	250	500	
патрубка живлення $d_{ж}$ , мм	4, 6, 8	10, 12	16, 25	32, 40	60, 80	
зливного патрубка $d_3$ , мм	5, 6, 12	16, 20, 32	25, 32,	50, 60,	100, 125,	
шлямового патрубка $d_{ш}$ , мм	3, 4, 5	6, 8,	8, 10	16, 20,	25, 32, 40,	
Кут конусної кінцевої частини $\alpha$ , град	5, 10,	10, 12	12, 16	25, 32, 40	50, 60	
Висота циліндричної частини $H_4$ , мм	15	5, 10,	10, 15,	10, 15,	15, 20	
Глибина занурювання зливного патрубка $H_{3л}$ , мм	25, 50,	15, 20	20	20, 30	30, 45	
	75, 100	80, 160,	125, 250,	250, 500,	500, 750,	
	10, 16,	240, 320	375	750	1000	
	25	32, 40,	50, 64	120, 160,	200, 250	
		64	80, 100	200	320, 400	



	1	2	1	3	1	4	1	5	1	6
Об'ємна продуктивність $Q_p$ при $\rho = 0,1 \text{ МПа}$		0,3 - 1,1	1,8 - 6,4	4,4 - 21,1	16,3 - 78,7	54,6 - 282				
Гранична крупність розділення $\delta_{гф}$ , мм		2,3 - 64	4,3 - 103	6,6 - III	12,5 - 413,3	20,5 - 884				

\* ГН - гідроциклон напірний з монолітними елементами;

ГНС - із збірними елементами робочої камери.

Таблиця 2.11

Основні конструктивні параметри напірних гідроциклонів

Найменування вузлів і деталей, технологічні параметри	Розміри основних вузлів і деталей			
	ГЦ-150 К*	ГЦ-250К*	ГЦ-360К*	ГЦ - 500 К
Внутрішній діаметр циліндричної частини $D_{24}$ , мм	150	250	360	500
Переріз вкладки патрубка живлення на вході в гідроциклон $b \times h$ , мм	15 x 45	30 x 65	40 x 90	55 x 140
Діаметр патрубка живлення $d_{6k}$ , мм	50	80	100	150
Насадка зливна $d_{нз}$ , мм	40	65	90	130
Патрубок зливний $d_{пз}$ , мм	65	100	125	150
Патрубок шламовий $d_{ш}$ , мм	12; 17; 24	17; 24; 34	24; 34; 48	34; 48; 75
Кут конусності кінцевої частини $\alpha$ , град.	20	20	20	20
Маса гідроциклону, кг	94	209	344	605
Об'ємна продуктивність $Q_{ц}$ , м <sup>3</sup> /г, при $P = 0,03 \dots 0,25$ МПа	12 - 35	30 - 85	55 - 160	98 - 281
Гранична крупність розділення $\delta_{2p}$ , мм	28 - 95	37 - 155	44 - 180	52 - 240

\* ГЦ - скорочення найменування гідроциклону; цифри - внутрішній діаметр циліндричної частини, мм; буква К - внутрішня поверхня стінок апарату футерована кам'яним литтям.

де  $\Delta P$  - втрати тиску в гідроциклоні, МПа.

Для більш точних розрахунків застосовується формула, де

$Q_{2ц}$  в л/с

$$Q_{2ц} = 1,03 D_{2ц}^{0,053} \cdot d_{8x}^{0,405} \cdot d_3^{0,143} \cdot d_w^{0,015} \cdot H_4^{0,025} \cdot \alpha^{0,443} \cdot P \quad / 2.42/$$

де  $\alpha$  - кут кінцевої частини, град.

Після цього знаходять число робочих і резервних гідроциклонів.

Втрати води з осадом  $q_B$ , л/с, який видаляється через шламову трубу  $d_w$ , знаходимо по формулі

$$q_B = 0,026 \frac{D_{2ц}^{1,45} \cdot d_{8x}^{0,24} \cdot d_w^{0,286} \cdot H_4^{0,09}}{d_3^{2,318} \cdot \alpha^{0,46} \cdot P^{0,32}} \quad / 2.43/$$

Для приблизного розрахунку втрат води з виділенням осадом необхідно приймати для гідроциклонів діаметром менше 100 мм - 0,07...0,08  $Q_3$ , більше 100 мм - 0,04...0,03.

Приклад 2.II. Розрахувати відкритий гідроциклон для очищення стічних вод, які утворилися при митті вантажних автомобілів. Витрати стічних вод  $Q_2 = 50 \text{ м}^3/\text{г}$ . Гідроциклон застосовується на першому ступені очищення і повинен задержувати частинки гідралічною крупністю 0,3 мм/с.

#### Р і ш е н н я

1. Для розрахунку приймаємо відкритий гідроциклон з кінцевою діафрагмою і внутрішнім циліндром /рис. 2.10/.

2. Розраховуємо питоме гідралічне навантаження на гідроциклон

$$q = 3,6 \cdot K \cdot U_0 = 3,6 \cdot 1,98 \cdot 0,3 = 2,14 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{г}/$$

3. Знаходимо загальну площу зеркала води в гідроциклонах

$$F_3 = Q_2 / q = 50 / 2,14 = 23,4 \text{ м}^2$$

4. Задаємося діаметром гідроциклона  $D_{2ц} = 3 \text{ м}$  і знаходимо їх кількість

$$N = \frac{F}{F_1} = \frac{F}{\pi D^2/4} = 23,4 \cdot 4 / 3,14 \cdot 3^2 = 3,3$$

Приймаємо 3 гідроциклони діаметром  $D_{2ц} = 3 \text{ м}$ .

5. По табл. 2.9 розраховуємо всі конструктивні розміри

гідроциклону конічної діафрагмою і внутрішнім циліндром: висота циліндричної частини  $H_1 = 3$  м; діаметр впускного патрубку  $d_{вк} = 150$  мм; кількість патрубків  $n = 2$ ; кут конічної частини  $\alpha = 60^\circ$ ; кут конуса діафрагми  $\beta = 90^\circ$ , діаметр центрального отвору в діаграмі  $d_2 = 1,5$  м; діаметр внутрішнього циліндра  $D_1 = 2,64$  м; висота внутрішнього циліндра  $H_1 = 3$  м; висота водозаливної стінки  $H_2 = 0,5$  м; діаметр водозаливної стінки  $D_2 = 3,2$  м; діаметр водопогруженого щита  $D_3 = 3$  м.

Для виготовлення корпусу гідроциклону вибираємо залізобетон.

Приклад 2.12. Запроектувати очисні споруди для очищення стічних вод забруднених частинками піску, глини, шлаку, тощо. Витрати стічних вод в середньому  $Q_2 = 120$  м<sup>3</sup>/г. Концентрація завислих речовин змінюється в границях 1500...3000 мг/л. Крива кінетики відстоювання показана на рис. 2.12. По вимогах виробництва цю воду необхідно очистити до 10 мг/л, - тобто 99,7%. Температура води 20° С, рН = 6...7.

Питома вага механічних забруднень  $P_3 = 2,5$  г/см<sup>3</sup>.

### Р і ш е н н я

1. Для досягнення такого ступеню очищення приймемо двох-ступеневу схему очищення, по якій на першому ступені застосовуються напірні гідроциклони, в яких забезпечується видалення основної маси забруднень /  $\xi = 80\%$ , на другій ступені - відстоювання з використанням реагентів. В даному прикладі розглядається тільки розрахунок напірних гідроциклонів.

2. По кривій кінетики відстоювання по заданому ефекту  $\xi = 80\%$  знаходимо  $t = 10$  хв, а охоплюєма гідрравлічна круппність

$$U_0 = h/t = 200/10 \cdot 60 = 0,33 \text{ мм/с}$$

3. З точки  $\xi = 80\%$  проводимо дотичну до кривої  $t$ , опустивши перпендикуляр з точки дотику на вісь абсцис, знаходимо час  $t_{гп} = 16,5$  хв. По знайденому граничному часі розраховуємо граничну гідрравлічну круппність

$$U_{гп} = h/t_{гп} = 200/16,5 \cdot 60 = 0,2 \text{ мм/с.}$$

4. Розраховуємо граничний діаметр задержуваних частинок

$$d_{2p} = \sqrt{\frac{18 \mu \cdot U_{2p}}{100(\rho_3 - \rho_p)g}} = \sqrt{\frac{18 \cdot 0,01 \cdot 0,002}{100/2,6 - 1/9,8}} = 4,57 \cdot 10^{-4} \text{ см} = 45,7 \text{ мкм}$$

5. По табл. 2.10 вибираємо гідроциклон ГН-80, який може виділити частинки цієї крупності. У відповідності з рекомендованими в таблиці співвідношеннями знаходимо розміри основних робочих вузлів:  $D_{24} = 80 \text{ мм}$ ;  $d_{8x} = D_{24} \cdot 0,25 = 80 \cdot 0,25 = 20 \text{ мм}$ ;  $d_3 = d_{8x}/0,6 = 20/0,6 = 33 \text{ мм}$ ;  $d_w = 10 \text{ мм}$ ;

$H_4 = 4 D_{24} = 4 \cdot 80 = 320 \text{ мм}$ ;  $\alpha = 10^\circ$ ;  $H_K = D_{24}/(2 \operatorname{tg} \alpha/2) = 457 \text{ мм}$ . Тиск живлення приймаємо  $p = 0,3 \text{ МПа}$ .

6. Знаходимо граничну крупність розділення

$$\delta_{2p} = 2,7 \cdot 10^{\frac{0,543 \cdot d_{8x} \cdot d_3 \cdot \mu}{d_w \cdot H_4 \cdot H_K \cdot (\rho - \rho_p)^{0,5} \cdot p^{0,222}}} = 2,7 \cdot 10^{\frac{8^{0,543} \cdot 2^{1,643} \cdot 3,3^{0,014} \cdot 0,01^{0,5}}{1^{0,572} \cdot 32^{0,507} \cdot 45,7^{0,714} \cdot (2,6-1)^{0,5} \cdot 0,3^{0,222}}} = 27 \text{ мкм}$$

7. Внаслідок того, що знайдене значення  $\delta_{2p} = 27 \text{ мкм}$  менше значення  $\delta_{2p} = 45,7 \text{ мкм}$ , яке необхідно забезпечити, очікується, що підібраний гідроциклон забезпечить ефект очищення вище заданого.

8. Продуктивність одного гідроциклону знаходимо по формулі

$$Q_{24} = 1,03 D_{24}^{0,053} \cdot d_{8x}^{1,28} \cdot d_3^{0,405} \cdot d_w^{0,143} \cdot H_4^{0,015} \cdot \alpha^{0,025} \cdot p^{0,443} = 1,03 \cdot 8^{0,053} \cdot 2^{1,28} \cdot 3,3^{0,405} \cdot 10^{0,143} \cdot 32^{0,015} \cdot 10^{0,025} \cdot 0,3^{0,443} = 3,7 \text{ л/с} = 13,32 \text{ м}^3/\text{г.}$$

9. Для очищення стічних вод необхідно гідроциклонів

$$N = Q_2 / Q_{24} = 120 / 13,3 = 9 \text{ шт.}$$

Встановлюємо 9 робочих апаратів і 1 резервний у відповідності з п. 6. 91 [25].

10. Розраховуємо втрати води, яка виділяється з шламом  
з  $N = 9$  гідроциклонів

$$q_{\text{в}} = N \cdot 0,026 \frac{D_{\text{ш}}^{1,45} \cdot d_{\text{ш}}^{0,24} \cdot d_{\text{ц}}^{0,286} \cdot H_{\text{ц}}^{0,09}}{d_{\text{з}}^{2,318} \cdot \alpha^{0,46} \cdot \rho^{0,32}} =$$

$$= 9 \cdot 0,026 \frac{8^{1,45} \cdot 2^{0,24} \cdot 3,3^{0,286} \cdot 32^{0,09}}{1,0^{2,318} \cdot 10^{0,46} \cdot 0,3^{0,32}} =$$

$$= 5,4 \text{ л/с} = 19,44 \text{ м}^3/\text{г}$$

## 2.6. Нафтоуловлювачі

Для очищення виробничих стічних вод з вмістом спливаючих домішок /жири, нафтопродукти, смоли/ використовуються, відповідно, жиро-, нафто-, смолоуловлювачі. Вони представляють собою прямокутні, витягнуті в довжину резервуари, в яких за рахунок різниці густини домішок і води відбувається їх розділення. Домішки випливають на поверхню, де відділяються від стічної води і за допомогою різних пристроїв видаляються в спеціальні резервуари, подібні відстійникам /рис. 2.6/.

Нафтоуловлювачі використовують для задержування гребодисперсних нафтових частинок при концентрації їх в стічних водах більше 100 мг/л. Розраховуються вони аналогічно горизонтальним відстійникам з урахуванням кінетики спливання нафтових частинок.

При відсутності даних по кінетиці спливання допускається застосовувати: гідравлічну крупність /швидкість спливання частинок/  $U_0 = 0,4 \dots 0,6$  мм/с, середню розрахункову швидкість в проточній частині  $V_p = 4 \dots 6$  мм/с. Кількість задержаних частинок при цьому складає: 70% при  $U_0 = 0,4$  мм/с, 60% при

$$U_0 = 0,6 \text{ мм/с.}$$

Згідно з [25] необхідно приймати: глибину проточної частини  $H_1 = 2$  м; відношення довжини до глибини - від 15 до 20; ширину секції 3...6 м; число секцій - не менше 2; шар спливаючих нафтопродуктів 0,1 м; шар осаду - до 0,1 м; вологість свіжого осаду 95%; об'ємну вагу 1,1 тс/м<sup>3</sup>; вологість осаду 70%, кількість задержаного осаду по сухій речовині 80..120 - на 1 м<sup>3</sup> стічних вод.

Необхідно передбачати пристрій для збору спливших нафтопродуктів і видалення осаду. При нормальній експлуатації в наф-

толовушках задержується до 98% нафтопродуктів. Залишкова кількість нафти може досягати 100 мг/л, тому води необхідно направляти на біологічне очищення.

Приклад 2.13. Розрахувати нафтоуловлювач.

Дано: Середні витрати стічних вод  $Q_d = 8000 \text{ м}^3/\text{доб}$ ; годинний коефіцієнт нерівномірності  $K_H = 1,2$ ; вміст нафтопродуктів в стічній воді  $C_n = 150 \text{ мг/л}$ , в очищеній воді  $C_b = 60 \text{ мг/л}$ .

### Р і ш е н н я

1. Максимальні секундні витрати, води на нафтоуловлювач

$$Q_{c \text{ макс}} = Q_d \cdot K_H / 24 \cdot 3600 = 8000 \cdot 1,2 / 24 \cdot 3600 = 0,11 \text{ м}^3/\text{с}.$$

2. Приймемо 2 секції нафтоуловлювача, глибину протічної частини  $H_1 = 2 \text{ м}$ , розрахункову швидкість руху води

$$V_p = 0,004 \text{ м/с}.$$

3. Ефект освітлення від нафтопродуктів

$$\xi = (C_n - C_b) \cdot 100 / C_n = (150 - 60) \cdot 100 / 150 = 60\%$$

4. Гідравлічна крупність нафтопродуктів

$$U_0 = 0,6 \text{ мм/с}$$

5. Ширина секцій

$$B = Q_{c \text{ макс}} / \rho H_1 V_p = 0,11 / 2 \cdot 2 \cdot 0,004 = 6,9 \text{ м}$$

6. Довжина нафтоловушки

$$L_H = V_p \cdot H / k \cdot U_0 = 0,004 \cdot 2 / 0,5 \cdot 0,0006 = 26,7 \text{ м}$$

де  $k = 0,5$  - коефіцієнт використання об'єму нафтоловушки.

7. Кількість уловлюваних нафтопродуктів за добу

$$M = C_n \cdot \xi \cdot K_1 \cdot Q_d / 1000 \cdot 1000 = 150 \cdot 0,6 \cdot 0,9 \cdot 8000 / 1000 \cdot 1000 = 0,65 \text{ т/добу}.$$

де  $K_1$  - коефіцієнт, враховуючий збільшення уловлюваних нафтопродуктів за рахунок фракцій, не вловлюваних при швидкостях /рівний 0,8....1,0/.

## ОСНОВНІ ПОЗНАЧЕННЯ І ОДИНИЦІ ВЕЛИЧИН

- $F_{\text{лф}}^{\text{п}}, F_{\text{лф}}^{\text{к}}, F_{\text{лф}}^{\text{р}}$  - площа відповідно повна, корисна і резервна пожив фільтрації,  $\text{м}^2$ ;  
 $F_{\text{лф}}$  - площа необхідна для наморожування,  $\text{м}^2$ ;  
 $K$  - коефіцієнт, враховуючий збільшення площі;  
 $Q_{\text{д}}$  - середньодобові витрати стічних вод,  $\text{м}^3/\text{доб}$ ;  
 $q_{\text{лф}}$  - навантаження стічних вод на поле фільтрації,  $\text{м}^3//\text{га} \cdot \text{доб}/$ ;  
 $\beta$  - коефіцієнт зимової фільтрації;  
 $\rho$  - густина льоду,  $\text{т}/\text{м}^3$ ;  
 $h_{\text{н}}$  - висота наморожування, м;  
 $h_{\text{о}}$  - висота шару зимових опадів, м;  
 $t_{\text{н}}$  - тривалість зимового наморожування, діб;  
 $L_{\text{п}}, L_{\text{в}}$  - БПК<sub>повн.</sub> води, яка відповідно поступає і виходить з даного ступеню ставу,  $\text{мг}/\text{л}$ ;  
 $L_{\text{п}}, L_{\text{л}}$  - БПК<sub>повн.</sub> води, яка відповідно поступає і виходить з останнього ступеню ставу,  $\text{мг}/\text{л}$ ;  
 $L_{\text{з}}$  - залишкова БПК<sub>повн.</sub> води в ставу,  $\text{мг}/\text{л}$ ;  
 $\alpha, \alpha'$  - коефіцієнти використання об'єму відповідно даного і останнього ступенів ставу;  
 $n$  - число послідовних ступенів ставу;  
 $K$  - константа швидкості споживання кисню,  $\text{діб}^{-1}$ ;  
 $K_{\text{д}}$  - динамічна константа швидкості споживання кисню,  $\text{діб}^{-1}$ ;  
 $C$  - розчинність кисню повітря у воді,  $\text{мг}/\text{л}$ ;  
 $C_{\text{т}}$  - розчинність кисню у воді в залежності від температури повітря,  $\text{мг}/\text{л}$ ;  
 $C_{\text{в}}$  - необхідна концентрація кисню в очищеній воді,  $\text{мг}/\text{л}$ ;  
 $t, t'$  - час перебування води в ставу відповідно з природною і штучною аерацією, діб;  
 $H_{\text{с}}$  - розрахункова глибина ставу, м;  
 $h_{\text{а}}$  - глибина занурення аератора, м;  
 $Z$  - величина атмосферної аерації;  
 $\beta_1$  - коефіцієнт, залежний від швидкості руху води в ставу;  
 $F_{\text{л}}, F_{\text{з}}$  - площа біологічного ставу відповідно для літнього і зимового періоду,  $\text{м}^2$ ;  
 $q_{\text{вф}}$  - гідравлічне навантаження біофільтра,  $\text{м}^3//\text{м}^2 \cdot \text{доб}/$ ;  
 $\rho_{\text{р}}$  - коефіцієнт рециркуляції;  
 $\alpha$  - доза мулу,  $\text{г}/\text{л}$ ;  
 $S$  - зольність мулу;



- $\rho_0$  - питома швидкість окислення мг//г · г/;  
 $\varphi$  - коефіцієнт інгібування;  
 $R$  - ступінь рециркуляції активного мулу;  
 $J$  - муловий індекс, см<sup>3</sup>/г;  
 $V_a, V_p$  - об'єм відповідно аеротенка і регенератора, м<sup>3</sup>;  
 $C_a$  - концентрація завислих речовин у воді, яка поступає в аеротенк, мг/л;  
 $q_p, q_k$  - питомі витрати відповідно повітря і кисню повітря, мг/м<sup>2</sup>;  
 $I$  - інтенсивність аерації, м<sup>3</sup>//м<sup>2</sup> · г/;  
 $\Pi$  - приріст активного мулу, мг/л;  
 $K_n$  - коефіцієнт приросту активного мулу;  
 $\sigma_d$  - необхідна кількість кисню, кг/д;  
 $M_a$  - розрахункова продуктивність аератора, г//г · м/;  
 $n_0$  - частота обертання аератора, с<sup>-1</sup>;  
 $I_a$  - імпульс тиску аерації;  
 $R_2$  - гідравлічний радіус, м;  
 $\xi$  - коефіцієнт місцевого опору;  
 $V_{цк}, F_{цк}$  - об'єм, площа поперечного перерізу, довжина і  
 $L_{цк}, B_{цк}$  ширина циркуляційного каналу відповідно м<sup>3</sup>, м<sup>2</sup>, м, м;  
 $Q_{ц}$  - циркуляційні витрати води для промивання фільтрів, м<sup>3</sup>/доб;  
 $V_{рф}$  - розрахункова швидкість фільтрування, м/г;  
 $t_n$  - тривалість простою фільтрів під час промивання, хв.;  
 $F_{ф}$  - площа фільтра, м<sup>2</sup>.

## РОЗДІЛ 3. БІОЛОГІЧНЕ ОЧИЩЕННЯ СТИЧНИХ ВОД

Повне видалення із стічних вод органічних забруднень практично можливе тільки шляхом їх біологічного очищення, заснованого на використанні життєдіяльності мікроорганізмів, окислюючих органічні речовини, які знаходяться в стічних водах в колоїдному чи розчиненому стані. Таким чином, біологічне очищення являється другим ступенем в процесі очищення стічних вод.

Спори біологічного очищення, на які стічні води попадають після механічного очищення, можуть бути поділені на дві основні групи:

1. Споруди, в яких очищення здійснюється в умовах, близьких до природних.

2. Споруди, в яких очищення здійснюється в штучно створених умовах.

До першої групи відносяться поля фільтрації, поля зрошення, поля підземної фільтрації, піщано-гравійні фільтри і фільтрувальні траншеї, септики, фільтрувальні колодязі і біологічні ставки. Відстояні стічні води очищаються на них досить повільно за рахунок запасу кисню в ґрунті і воді, а також внаслідок життєдіяльності мікроорганізмів - мінералізаторів, окислюючих органічні забруднення.

До другої групи споруд відносяться біологічні фільтри, аеротенки і циркуляційні окислювальні канали. В цих спорудах штучно створюються умови, при яких процеси очищення стічних вод відбуваються значно інтенсивніше.

Штучне біологічне очищення стічних вод застосовується тоді, коли по місцевих умовах, санітарних вимогах чи по техніко-економічних показниках біологічне очищення в природних умовах виявляється недоцільним.

### 3.1. Природні біологічні окислювачі

3.1.1. П о л я ф і л ь т р а ц і ї - це ділянки землі, призначені для повного біологічного очищення попередньо освітлених стічних вод. Застосовуються в окремих випадках при наявності непридатних для сільськогосподарського використання земельних ділянок з фільтруючими ґрунтами (пісок, супісок, легкий суглинок), при відсутності небезпеки забруднення ґрунтових вод, які використовуються для пиття.

Стічна вода подається на окремі ділянки, розміром /100... 150 x 400... 1000/ м, по системі відкритих лотків чи каналів. Збір і відвід профільшованої води здійснюється за допомогою дренажа, який може бути у вигляді каналів по периметру ділянок /карт/ чи закритим за допомогою дренажних труб, укладених на глибині 1,5...2 м.

Поля фільтрації для очищення виробничих стічних вод знаходять обмежене використання. Їх можна влаштовувати при невеликій кількості стічних вод, в яких відсутні токсичні для мікрофлори домішки.

3.1.2. Поля зрошення - це спеціально підготовлені і сплановані ділянки, на яких вирощують сільськогосподарські культури, а для зрошення і удобрення використовуються стічні води після повного біологічного очищення.

Стічні води по поверхні ділянок /карт/ розподіляються у відповідності з вирощуваними на них сільськогосподарськими культурами: в борозни між рядами чи поливом по полосах.

Суть процесу біологічного очищення стічних вод на полях фільтрації і зрошення полягає в тому, що в процесі фільтрування через ґрунт органічні забруднення стічних вод задержуються на ньому, утворюючи біологічну плівку, населену великою кількістю мікроорганізмів. Ця плівка адсорбує колоїдні і розчинені речовини, які за допомогою аеробних бактерій в присутності кисню повітря перетворюються в мінеральні з'єднання. Атмосферне повітря добре проникає в ґрунт на глибину 0,2...0,4 м, де і відбувається найбільш інтенсивне біохімічне окислення.

#### Загальні вимоги

Землеробські поля зрошення рекомендуються при витратах стічних вод до 5000 - 10000 м<sup>3</sup>/доб. Поля розміщуються на ділянках з спокійним рельєфом місцевості і повинні мати постійний уклін від 0,0005 до 0,02. Рівень ґрунтових вод не повинен перевищувати 2 м. Найбільш підходять піщані або супіщані ґрунти.

Загальна концентрація солів в стічній воді не повинна перевищувати 2 г/л.

Навкруги полів по периметру висаджуються лісозахисні смуги шириною 10, а між полями і населеними пунктами - 30 м.

При визначенні необхідної площі полів зрошення і полів фільтрації виходять з норми навантаження, тобто об'єму стічної води, яка може бути подана на 1 га площі полів за визначений проміжок часу. Норми навантажування залежать від багатьох факто-

рів: структури і фільтрувальної здібності ґрунтів, їх окислювальної потужності; від типу полів і виду вирощуваних на них культур; характеру і концентрації забруднень стічних вод; від кліматичних умов і гідрологічної характеристики місцевості /таблиця 3.1/.

Таблиця 3.1

ґрунти	Середньорічна температура повітря, °С	Навантаження на поле фільтрації м <sup>3</sup> //га · доб/, при заляганні ґрунтових вод на глибині, м		
		1,5	2	3
Легкі суглинки	0 - 3,5	-	55	60
	3,6 - 6,0	-	70	75
	6,1 - 11,0	-	75	85
	Вітьше 11,0	-	85	100
Супіски	0 - 3,5	80	85	100
	3,6 - 6,0	90	100	120
	6,1 - 11,0	100	110	130
	Вітьше 11,0	120	130	150
Піски	0 - 3,5	120	140	180
	3,6 - 6,0	150	175	225
	6,1 - 11,0	160	190	235
	Вітьше 11,0	180	210	250

Примітки: 1. В таблиці приведені норми навантаження для районів з середньорічною висотою шару атмосферних опадів 300... 500 мм.

2. Для районів з середньорічною висотою шару опадів 500... 700 мм норми зменшуються на 10...15%, а більше 700 мм - на 15...25%.

Розрахунок полів проводиться по середньодобовій нормі навантаження, тобто по кількості стічних вод, які припадають на 1 га площі полів в середньому за добу на протязі року.

Повна розрахункова площа  $F_{пф}^n$ , га, полів фільтрації

$$F_{пф}^n = F_{пф}^к + F_{пф}^р + \kappa (F_{пф}^к + F_{пф}^р),$$

/ 3.1 /

- де  $F_{пф}^к$  - корисна площа полів фільтрації, га;  
 $F_{пф}^р$  - резервна площа полів фільтрації, га, рівна 10... 15% корисної площі;  
 $к$  - 0,25...0,35 - коефіцієнт, враховуючий збільшення площі в зв'язку з улаштуванням допоміжних споруд.  
 Корисна площа  $F_{пф}^к$ , га, полів фільтрації

$$F_{пф}^к = Q_{\partial} / q_{пф}, \quad / 3.2 /$$

- де  $Q_{\partial}$  - середньодобові витрати стічних вод, м<sup>3</sup>/доб;  
 $q_{пф}$  - навантаження стічних вод на поле, м<sup>3</sup>//га · доб/, таблиця 3.1.

В зимовий період після промерзання ґрунтів фільтрація стічних вод практично припиняється і починається поступове наморозування надходжуваної стічної води. Необхідна для наморозування площа  $F_{пф}^н$ , га

$$F_{пф}^н = \frac{Q_{\partial} \cdot t_n (1 - \beta)}{(h_n - h_0) \rho \cdot 10^4}, \quad / 3.3 /$$

- де  $t_n$  - тривалість зимового наморозування, діб;  
 $\beta$  - коефіцієнт зимової фільтрації для ґрунтів: легких суглинків - 0,3; супісків - 0,45; пісків - 0,55;  
 $h_n$  - висота шару наморозування, приймається 0,5...0,6 м;  
 $h_0$  - висота шару зимових опадів, м;  
 $\rho$  - густина льоду, рівна 0,9 т/м<sup>3</sup>.

Аналогічно проводиться розрахунок і для полів зрошення.

Приклад 3.1. Розрахувати поля фільтрації, які розміщуються в районі Вінниці, при слідуючих даних: середньодобові витрати стічних вод  $Q_{\partial} = 10000$  м<sup>3</sup>/доб; середньорічна температура повітря 10,5<sup>0</sup> С; середньорічна висота шару опадів 375 мм; шар зимових опадів  $h_0 = 70$  мм; ґрунти на полях - пісок; рівень підземних вод знаходиться на глибині 2 м; тривалість наморозування  $t_n = 30$  діб.

#### Р і ш е н н я

1. По таблиці 3.1 знаходимо навантаження стічних вод на поле фільтрації  $q_{пф} = 190$  м<sup>3</sup>//га · доб/.

2. Розраховуємо корисну площу полів фільтрації

$$F_{пф}^к = Q_{\partial} / q_{пф} = 10000 / 190 = 52,6 \text{ га}$$

3. Так як поля фільтрації розташовані в II кліматичному

районі, резервна площа полів фільтрації складає 20% корисної

$$F_{\text{пф}}^{\text{Р}} = 0,2 \cdot F_{\text{пф}}^{\text{К}} = 0,2 \cdot 52,6 = 10,52 \text{ га}$$

4. Підраховуємо повну площу полів фільтрації

$$F_{\text{пф}}^{\text{П}} = F_{\text{пф}}^{\text{К}} + F_{\text{пф}}^{\text{Р}} + \kappa (F_{\text{пф}}^{\text{К}} + F_{\text{пф}}^{\text{Р}}) =$$

$$= 52,6 + 10,52 + 0,35/52,6 + 10,52/ = 85,2 \text{ га}$$

5. Знаходимо необхідну для зимового наморозування площу

$$F_{\text{пф}}^{\text{Н}} = \frac{Q_{\text{д}} \cdot t_{\text{н}} (1 - \alpha)}{(h_{\text{н}} - h_0) \rho \cdot 10^4} = \frac{10000 \cdot 30 / 1 - 0,55/}{/0,5 - 0,07/ \cdot 0,9 \cdot 10^4} = 34,9 \text{ га}$$

Площа для зимового наморозування менша повної площі полів фільтрації, отже, пропуск стічних вод в зимовий період забезпечується.

6. Приймаємо число карт полів фільтрації  $N = 22$ , тоді площа однієї карти  $F_{\text{к}} = F_{\text{пф}}^{\text{П}} / N = 3,87 \text{ га}$ . Розмір кожної карти 1000 x 400 м.

3.1.3. Споруди підземної фільтрації і застосовуються для очищення невеликої кількості /до 12 м<sup>3</sup>/доб/ стічних вод.

Стічну воду від будинку чи групи будинків направляють для попереднього освітлення в септик /рис. 3.1/. Освітлена вода через дозовану камеру і розподільний колодезь поступає в фільтруючі колодезі або дренажні труби, розташовані вище рівня ґрунтових вод не менше як на 1 м. Через незагерметизовані стики і пропилі труб або отвори в стінках колодезя освітлена вода попадає в ґрунт, де відбувається подальше її очищення.

3.1.4. Септик представляє собою підземну споруду, в якій стічні води протікають з малою швидкістю. При цьому завислі речовини випадають в осад, а рідина освітлюється на протязі 1.. .4 діб.

Розрахункові об'єми септиків необхідно приймати з умов їх очищення не менше 1 разу в рік, а також від витрат стічних вод: до 5 м<sup>3</sup>/доб - не менше 3 - кратного потоку; більше 5 м<sup>3</sup>/доб - не менше 2,5 - кратного потоку.

При витратах стічних вод до 1 м<sup>3</sup>/доб передбачають однокамерні септики, до 10 м<sup>3</sup>/доб - двокамерні і більше 10 м<sup>3</sup>/доб - трикамерні. Об'єм першої камери в двокамерних септиках прий-

мають рівним 0,75; в трьохкамерних – 0,5 розрахункового об'єму. В останньому випадку об'єм другої і третьої камер повинен складати по 0,25 розрахункового об'єму. В септиках з бетонних кілець всі камери можуть бути рівного об'єму. Мінімальні розміри септика: глибина /від рівня води/ 1,3 м, ширина 1 м, довжина або діаметр 1 м. Максимальна глибина септика не більше 3,2 м.

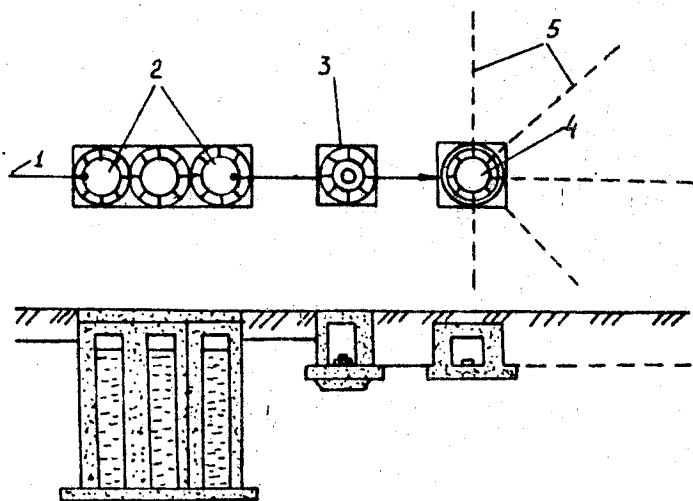


Рис. 3.1. Схема споруд підземної фільтрації:

1 – випуск з будинку; 2 – три камерний септик; 3 – дозуюча камера з сифоном; 4 – розподільна камера; 5 – дрени.

3.1.5. Піщано – гравійний фільтр представляє собою котлован, в якому укладена фільтруюча засипка. В залежності від числа шарів засипки фільтри бувають одно- і двохступеневі. В одноступеневих фільтрах використовують крупнозернистий пісок шаром 1...1,5 м, в двохступеневих фільтрах перша ступінь загрузається гравієм, коксом, гранульованим шлаком шаром 1...1,5 м, друга – аналогічно одноступеневому фільтру.

3.1.6. Фільтруюча траншея – конструктивна різновидність піщано-гравійних фільтрів – представляє собою розосереджені і видовжені фільтри. Траншеї використовують в тих випадках, коли улаштування піщано-гравійних фільтрів не допус-

кається внаслідок близького розміщення ґрунтових вод і неможливий їх відвід дренажною сіткою /змінний рельєф місцевості/. Розрахункову довжину фільтруючих траншей приймають в залежності від витрат стічних вод і навантаження на зрошувачі труби, але не більше 300 м, ширину траншей по низу - не менше 0,5 м.

У фільтруючих траншеях в якості засипного матеріалу використовують крупно- і середньозернистий пісок та інші крупнозернисті матеріали з товщиною шару /між зрошувачою і дренажною трубою/ 0,8... 1 м. Для зрошувачих труб і відповідних дрен фільтрів і траншей використовують труби мінімального діаметру 100 мм, вкладаючи їх в гравійну /або з других крупнозернистих матеріалів/ обсіпку товщиною 5...20 см. Глибина закладання зрошувачих труб від поверхні землі повинна бути не менше 0,5 м. Відстань між паралельними зрошувачими трубами і між відповідними дренами в піщано-гравійних фільтрах 1...1,5 м. Нахил зрошувачих і дренажних труб у фільтрах і траншеях не менше 0,005.

3.1.7. Ф і л ь т р у ю ч і к о л о д я з і - призначені для очищення побутових стічних вод, які поступають від окремих будинок при розрахункових витратах не більше  $1 \text{ м}^3/\text{доб}$ , після попередньої обробки в септику. Їх застосовують в піщаних і супіщаних ґрунтах при відсутності полів підземної фільтрації і розташуванні основи колодезя не менше як на 1 м вище максимального рівня ґрунтових вод.

Фільтруючі колодезяі проектують круглі по формі із залізобетонних кілець діаметром не більше 2 м, або ж прямокутні - з посилено обпаленої цегли чи бутового каміння розміром не більше 2 x 2 м в плані і 2,5 м глибиною. Всередині колодезя роблять донний фільтр висотою до 1 м з гравію, щєбню, коксу та інших матеріалів. У зовнішніх стінок і основи колодезя роблять обсіпку з тих же матеріалів. В стінках колодезя нижче підвідної труби свердять отвори для випуску профільованої води.

Розрахункова фільтруюча площа поверхні колодезя визначається сумою площ дна і поверхні внутрішніх стінок колодезя на висоті фільтра. Навантаження на  $1 \text{ м}^2$  площі фільтруючої поверхні в піщаних ґрунтах приймається 8 л/доб, а в супіщаних ґрунтах - 40 л/доб. При виконанні фільтруючих колодезяів в середньо- і крупнозернистих пісках або при відстані між основою колодезя і рівнем ґрунтових вод більше 2 м навантаження збільшується на 10...20%. Для об'єктів сезонної дії навантаження також може бути збільшене на 20%.



3.1.8. Біологічні стави - штучно створені неглибокі водоймища, в яких відбувається біологічне очищення стічних вод на слабо фільтруючих ґрунтах, заснованого на процесах, протікаючих при самоочищенні водоймищ.

Біологічні стави як самостійні очисні споруди /з природною аерацією/ використовуються при витратах стічних вод до 5000 м<sup>3</sup>/доб і БПК<sub>повн</sub> до 200 мг/л, а при штучній аерації - до 15000 м<sup>3</sup>/доб і БПК<sub>повн</sub> до 500 мг/л. Для доочищення ставу з природною аерацією доцільно використовувати при витратах стічних вод до 10000 м<sup>3</sup>/доб і БПК<sub>повн</sub> до 25 мг/л, а стави з штучною аерацією - при будь яких витратах і БПК<sub>повн</sub> до 50 мг/л.

Форму біологічних ставів в плані визначають в залежності від аерації стічних вод. Прямокутну форму приймають при штучній, пневматичній чи механічній аерації. Співвідношення між довжиною і шириною ставу з природною аерацією повинно бути 20 : 1, в ставах з штучною аерацією - будь-яке; при цьому аеруючі пристрої повинні забезпечити рух води в будь-якій точці ставу з швидкістю не менше 0,05 м/с. Біологічні стави круглої форми проектуєть при використанні планетарних аераторів.

Гідравлічну глибину ставів з природною аерацією необхідно приймати рівною 0,5... 1 м, а в ставах з штучною аерацією не повинна перевищувати 0,5, 1, 2 і 3 м відповідно при БПК<sub>повн</sub> >100, > 40, > 20 і ≤ 20 мг/л.

Біологічні стави повинні складатися не менше як з двох паралельно працюючих секцій, включаючих від двох до п'яти послідовно розташованих ступенів /рис. 3.2/. Ефект очищення в кожному ступені необхідно приймати біля 50...60%.

При розрахунку біологічних ставів визначаються тривалість перебування стічних вод в ставу, його площа і глибина.

Час перебування води в ставу з природною аерацією  $t$ , доб, визначається по формулі

$$t = \frac{1}{\alpha K} \sum_{i=1}^{n-1} \lg \frac{L_n}{L_i} + \frac{1}{\alpha' K'} \lg \frac{L'_n - L_3}{L'_i - L_3}, \quad / 3.4 /$$

де  $n$  - число послідовних ступенів ставу;

$\alpha$  - коефіцієнт об'ємного використання кожного ступеню ставу;

$\alpha'$  - теж, останнього ступеню;

- $\alpha, \alpha'$  приймаються для штучних ставів з відношенням довжини секції до ширини  $20:1$  і більше -  $0,8 \dots 0,9$ , при відношенні  $1 : 1 \dots 3 : 1$  чи для ставів, збудованих на основі природних місцевих водоймищ /озер, запруд тощо/ -  $0,35$ ; для проміжних випадків визначаються інтерполяцією;
- $L_n$  - БПК<sub>повн</sub> води, яка поступає в даний ступінь ставу, мг/л;
- $L_n$  - теж, для останнього ступеню, мг/л;
- $L_b$  - БПК<sub>повн</sub> води, яка виходить з даного ступеню ставу, мг/л;
- $L_b$  - теж, для останнього ступеню, мг/л;
- $L_3$  - залишкова БПК<sub>повн</sub>, приймається літом  $2 \dots 3$  мг/л, зимою -  $1 \dots 2$  мг/л;
- $K$  - константа швидкості споживання кисню,  $дйб^{-1}$ , для ставів глибокого очищення при температурі води  $T = 20^\circ C$  для першого ступеню  $K_1 = 0,07$ , для другого -  $0,06$ , для решти -  $0,05 \dots 0,04$ ; для одноступеневого ставу  $K = 0,06$ .

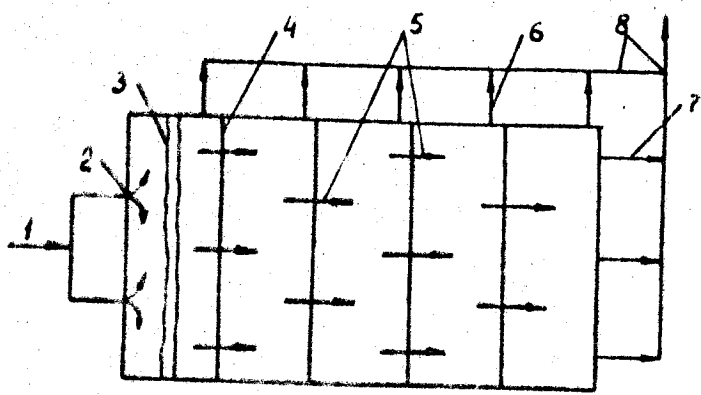


Рис. 3.2. Схема п'ятиступеневого біологічного ставу:  
 1 - подача стічних вод; 2 - впуск; 3 - поперечні стінки з фашин або з плоту; 4 - розподільні валки; 5 -перепускні лотки;  
 6 - запасні випуски для спорожнення ставу; 7 - випуски очищених стічних вод; 8 - відповідний канал.

Для температур води, відмінних від 20° С, значення К повинно бути скоректовано по формулах:

для температури води від 5 до 30° С

$$K_T = K_{20} \cdot 1,047^{T-20}, \quad / 3.6$$

для температури води від 0 до 5° С

$$K_T = K_{20} \left[ 1,12 / T + 1 / -0,022 \right] T-20, \quad / 3.6$$

де  $K_{20}$  - коефіцієнт, визначений в лабораторних умовах при температурі води 20° С.

Загальну площу зеркала води  $F$ , м<sup>2</sup>, з природної аерації визначаємо по формулі

$$F = \frac{Q_d C_n (L_n - L_b)}{\alpha (C_n - C_b) z}, \quad / 3.7$$

де  $Q_d$  - витрати стічних вод, м<sup>3</sup>/доб;

$C_n$  - розчинність кисню повітря у воді, мг/л.

$$C_n = \left( 1 + \frac{h_a}{20,6} \right) C_T \quad / 3.8$$

тут  $h_a$  - глибина занурення аератора, м;

$C_T$  - розчинність кисню у воді в залежності від температури повітря, мг/л, приймається по табл. 3.2;

$C_b$  - концентрація кисню, необхідна у випусковій воді, мг/л;

$z$  - величина атмосферної аерації, рівна 3.4 г/м<sup>2</sup>·доб/

Таблиця 3.2  
Розчинність кисню в чистій воді при тиску 0,1 МПа

Температура, °С	1	, мг/л	Температура, °С	1	, мг/л
5		12,79	20		9,02
10		11,27	22		8,67
12		10,75	24		8,33
14		10,26	26		8,02
16		9,82	28		7,72
18		9,4			

Розрахункова глибина ставу  $H_c$ , м, з природною аерацією визначається по формулі

$$H_c = \frac{\kappa (C - C_e) z \cdot t}{C (L_n - L_e)}, \quad / 3.9 /$$

Час перебування води в ставу з штучною аерацією  $t'$ , діб, визначається по формулі

$$t' = \frac{n}{2,3 K_d} \left( \sqrt{\frac{L_n}{L_n - L_3}} - 1 \right), \quad / 3.10 /$$

де  $K_d$  - динамічна константа швидкості споживання кисню

$$K_d = \beta_1 \cdot \kappa, \quad / 3.11 /$$

тут  $\beta_1$  = коефіцієнт, залежний від швидкості  $V_p$ , м/с, руху води в ставу, утворюваного аеруючими пристроями

$$\beta_1 = 1 + 120 V_p. \quad / 3.12 /$$

Для підвищення глибини очищення води до БПК<sub>повн</sub> = 3 мг/л і зниження вмісту в ній біогенних елементів /азоту і фосфору/ рекомендується використання в ставах вищої водневої рослинності - очерету, рогози, тростини тощо. Вища воднева рослинність повинна бути розташована в останній секції ставу.

Приклад 3.2. Розрахувати біологічні стави глибокого доочищення біологічно очищених стічних вод при слідуючих даних: витрати стічних вод  $Q_d = 3900$  м<sup>3</sup>/доб; БПК<sub>повн</sub> поступаючої води

$$L_n = 20 \text{ мг/л}; \text{ необхідно БПК}_{\text{повн}} \text{ очищеної води } L_e = 6 \text{ мг/л};$$

середня температура стічних вод літом  $T_n = 20^\circ \text{C}$ ; зимою

$$T_3 = 14^\circ \text{C}.$$

### Р і ш е н н я

І. Запроектуємо двохступеневі біологічні стави з природною аерацією. Визначимо тривалість перебування стічних вод в першому ступені, прийнявши ефект очищення рівним 50% /БПК<sub>повн</sub> після першого ступеня  $L_1 = 10$  мг/л/:

$$\text{в літній період } t'_n = \frac{1}{\alpha \kappa'_n} \lg \frac{L_n}{L_1} =$$

$$= \frac{1}{0,85 \cdot 0,07} \lg \frac{20}{10} = 5,04 \text{ діб:}$$

в зимовий період

$$t'_3 = \frac{1}{\alpha \cdot \kappa'_3} \lg \frac{L_n}{L_1} =$$

$$= \frac{1}{0,85 \cdot 0,053} \lg \frac{20}{10} = 6,66 \text{ діб.}$$

де  $\kappa'_n = 0,07$  і  $\kappa'_3 = 0,053$  знайдені по формулі /3.5/.

2. Тривалість перебування стічних вод в другому ступені біологічних ставів:

$$t_n^2 = \frac{1}{\alpha \kappa} \lg \frac{L_1 - L_3}{L_8 - L_3}$$

$$= \frac{1}{0,85 \cdot 0,06} \lg \frac{10 - 3}{6 - 3} = 7,22 \text{ діб.}$$

$$t_3^2 = \frac{1}{0,85 \cdot 0,046} \lg \frac{10 - 2}{6 - 2} = 7,67 \text{ діб.}$$

За розрахунковий приймаємо зимовий час року.

3. Знаходимо об'єми першого і другого ступенів біологічних ставів:

$$V_1 = Q_d \cdot t'_3 = 3900 \cdot 6,66 = 25974 \text{ м}^3;$$

$$V_2 = Q_d \cdot t_3^2 = 3900 \cdot 7,67 = 29913 \text{ м}^3.$$

4. Знаходимо необхідну площу для першого ступеню біологічних ставів:

для літнього періоду

$$F'_n = \frac{Q_d \cdot C_T (L_n - L_8)}{\alpha (C_T - C_8) z} = \frac{3900 \cdot 9,02 / 20 - 10}{0,85 / 9,02 - 2 / 3,5} =$$

$$= 16844 \text{ м}^2,$$

для зимового періоду

$$F_3 = \frac{3900 \cdot 10,26 / 20 - 10 /}{0,85 / 10,26 - 2 / 3,5} = 16283 \text{ м}^2.$$

Таким чином, для забезпечення достатньої кількості кисню на протязі всього року площа першого ступеню біологічних ставів повинна бути 16844 м<sup>2</sup>.

5. Знаходимо необхідну площу другого ступеню:

$$F_1^2 = \frac{3900 \cdot 9,02/10 - 6/}{0,85/9,02 - 2/ \cdot 3,5} = 6738 \text{ м}^2;$$

$$F_3^2 = \frac{3900 \cdot 10,26/10 - 6/}{0,85/10,26 - 2/ \cdot 3,5} = 6513 \text{ м}^2.$$

6. Знаходимо максимальну глибину біологічних ставів першого ступеню

$$H_1 = V_1 / F_1' = 25974 / 16844 = 1,54 \text{ м};$$

другого ступеню

$$H_2 = V_2 / F_2' = 29913 / 6738 = 4,44 \text{ м}.$$

7. Глибину ставів з природною аерацією рекомендується приймати рівною 0,5...1 м. Приймаємо глибину першого ступеню ставу  $H_1 = 0,9$  м, другого -  $H_2 = 1$  м. Тоді загальна площа першого і другого ступенів буде рівна:

$$F_1' = 29000 \text{ м}^2; \quad F_2' = 20000 \text{ м}^2.$$

8. Приймаємо 4 паралельно працюючих біологічних стави по два ступені в кожному. Розміри кожної секції першого ступеню 18 x 403 м, другого - 18 x 417 м.

### 3.2. Штучні біологічні окислювачі

3.2.1. Біологічні фільтри - споруди, в яких стічна вода фільтрується через засипний матеріал, покритий біологічною плівкою, утвореною колоніями мікроорганізмів.

Процес окислення в біофільтрі такий же, що проводиться у спорудах біологічної очистки, тільки він набагато інтенсивніший.

Основна ознака, по якій класифікуються біофільтри - конструктивна особливість завантаженого матеріалу, на якому виконується окислення, тобто як контактують очисні води з матеріалом. Воно може бути об'ємним і площинним.

До біофільтрів з об'ємним завантаженням відносяться: крапельні, які мають крупність фракція завантаженого матеріалу /гравій, щебень, шлак, керамзит тощо/ 20...30 мм і висоту завантаження 1...2 м; високонавантажені, з крупністю 40...60 мм і висотою 2...4 м; великої висоти /баштові/, з крупністю 60...80 мм і висотою 8...16 м. Для цих фільтрів матеріал повинен мати густину 500...1500 кг/м<sup>3</sup> і пористість 40-50%.

До біофільтрів з площинним завантаженням відносяться:

біофільтри з жорстким засипним завантаженням – керамічні, пластмасові і металеві елементи – густиною  $600 \text{ кг/м}^3$ , пористість 70...90%, висотою 1..6 м;

біофільтри з жорстким блочним завантаженням, які виготовляються з пластмасових гофрованих та плоских листів, або просторових елементів густиною  $40...100 \text{ кг/м}^3$ , пористість 90...97%, висотою 2...16 м; з азбоцементних листів густиною  $200...250 \text{ кг/м}^3$ , пористість 80...90%, висотою 2...6 м;

біофільтри з м'яким або рулонним завантаженням – з металевих сіток, пластмасових плівок, синтетичних тканин /нейлон, капрон/ які закріплюються в каркасах або укладаються у вигляді рулонів, з густиною  $5...60 \text{ кг/м}^3$ , пористість 94...99%, висотою 3...8 м.

Біофільтри бувають періодичної /контактні/ і безперервної дії. Контактні біофільтри із-за малої їх продуктивності і великої вартості не використовуються. Біофільтри безперервної дії по пропускній спроможності підрозділяються на капельні і високонавантажувальні, по способу подачі в них повітря і ті і другі можуть бути з природною і штучною вентиляцією /аерофільтри/.

Капельні біофільтри рекомендується проектувати на пропускану спроможність не більше  $1000 \text{ м}^3/\text{доб}$ . Поверхня капельного біофільтра зрошується зверху рівномірно через невеликі проміжки часу; при цьому вода подається у вигляді краплин або струменів /капельні або зрошувачі/, або ж у вигляді тонкого шару води /перколяторні/.

Біофільтр /рис. 3.3/ складається з корпусу 1, в який завозується фільтруючий матеріал 6, розподільчого трубопроводу 2 з розприскувачами 3, через які виливаються стічні води на фільтруючий матеріал. Стічна вода подається з дозуючого пристрою, який складається з баку 5, в який надходить стічна вода, та сифона 4. Фільтруючий матеріал спирається на решітку 7 з отворами, через які надходить повітря знизу трубопроводу під тиском або вільно з атмосфери. З отворів виливається очищена вода 9. Повітря, крім того, надходить зверху. Стічна вода надходить з дозуючого пристрою після наповнення баку кожні 5..15 хвилин.

Біофільтри влаштовують у вигляді окремих секцій. Число і розміри секцій залежать від способів розподілення стічної води по поверхні, умов їх експлуатації тощо; число секцій приймається не менше 2 і не більше 8; всі секції повинні бути робочими.

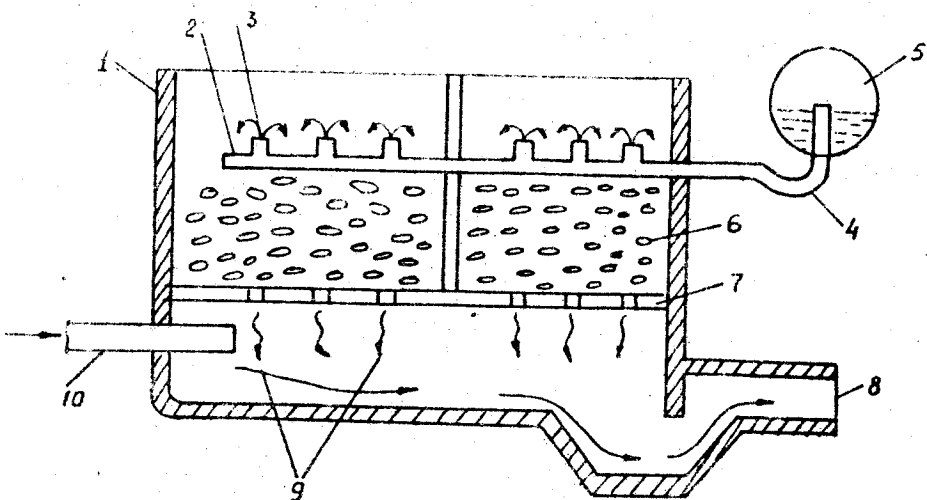


Рис. 3.3. Схема двосекційного біологічного фільтра: 1 - корпус; 2 - розподільчий трубопровід стічної води, яка йде на очищення; 3 - розприскувач /спринклер/; 4 - сифон; 5 - дозуючий пристрій; 6 - завантажувальний /фільтруючий/ матеріал; 7 - опорна решітка; 8 - дренажний трубопровід; 9 - стікаючі очищені води; 10 - трубопровід для стисненого повітря.

Розрахунок капельних біофільтрів виконують таким чином.

I. Визначають коефіцієнт  $K$ :

$$K = L_n / L_b, \quad / 3.13 /$$

де  $L_n, L_b$  - БПК<sub>повн</sub> стічних вод /поступаючих і очищених/.

2. По середньозимовій температурі стічних вод і коефіцієнту  $K$  /табл. 3.3/ визначають висоту біофільтрів  $H$  і гідравлічне навантаження  $q_{\delta\phi}$ ,  $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{доб}$ /. Робочу висоту біофільтра звичайно приймають 1,5...2 м, а гідравлічне навантаження в межах 1...3  $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{доб}$ /. Якщо БПК<sub>20</sub> поступаючої стічної води більше 200 мг/л, то вводиться рециркуляція. Знаючи розрахункові витрати стічних вод  $Q_d$   $\text{м}^3/\text{доб}$ , і гідравлічне навантаження, визначають загальну площу біофільтрів,  $\text{м}^2$ .

$$F_{\delta\phi} = Q_d / q_{\delta\phi} \quad / 3.14 /$$



Таблиця 3.3

Параметри для розрахунку капельних біофільтрів

Гідрравлічне навантаження, $q_{\delta\phi}$ м <sup>3</sup> /м <sup>2</sup> ·доб	Значення К при середньозимовій температурі стічних вод $T_3$ , °С			
	8	10	12	14
1	8,0/11,6	9,8/12,6	10,7/13,8	11,4/15,1
1,5	5,9/10,2	7,0/10,9	8,2/11,7	10,0/12,8
2	4,9/8,2	5,7/10,0	6,6/10,7	8,0/11,5
2,5	4,3/6,9	4,9/8,3	5,6/10,1	6,7/10,7
3	3,8/6,0	4,4/7,1	5,0/8,6	5,9/10,2

Примітка. Перед рискою – значення К для висоти біофільтра  $H = 1,5$  м, після риски – для  $H = 2$  м.

Приклад 3.3. Розрахувати капельний біофільтр при слідуючих даних: витрати стічних вод  $Q_{\partial} = 1000$  м<sup>3</sup>/доб, БПК<sub>повн</sub> поступаючих вод  $L_n = 200$  мг/л, БПК<sub>повн</sub> очищених стічних вод  $L_{\phi} = 20$  мг/л, середньозимова температура стічних вод  $T_3 = 12$  °С, середньорічна температура повітря  $T_n = 7$  °С.

1. Знаходимо коефіцієнт К по формулі /3.13/

$$K = 200/20 = 10,0$$

2. По табл. /3.3/ в залежності від середньозимової температури стічних вод  $T_3$  і висоти шару засипного матеріалу  $H$  знаходимо ближнє значення  $K_{\text{табл}}$ . Приймаємо  $H = 2$  м і знаходимо  $K_{\text{табл}} = 10,7$ . При цих умовах гідрравлічне навантаження  $q_{\delta\phi} = 2$  м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>·доб/.

3. Площа біофільтрів знаходиться по формулі

$$F_{\delta\phi} = Q_{\partial}/q_{\delta\phi} = 1000/2 = 500 \text{ м}^2.$$

4. Приймаємо 5 секцій прямокутної форми в плані біофільтра з розмірами  $A \times B = 9 \times 12$  м і висотою  $H = 2$  м. Площа однієї секції  $F_{\delta\phi} = 108$  м<sup>2</sup>, а об'єм  $V_{\delta\phi} = 216$  м<sup>3</sup>.

6. У відповідності з середньорічною температурою повітря  $T_n = 7$  °С і продуктивністю  $Q_{\partial} = 1000$  м<sup>3</sup>/доб біофільтри розташовуємо в неопалюваному приміщенні об'ємної конструкції.

Високонавантажені біофільтри відрізняються від капельних

як конструкцією, так і експлуатаційними особливостями.

Конструктивними відмінностями являються:

1/ збільшення крупності зерен завантажувального матеріалу /40...70 мм по всій висоті засипки/; матеріалом може служити щабіль твердих порід;

2/ штучне продування матеріалу загрузки повітрям, а в зв'язку з цим зміна конструкції днища і дренажу;

3/ збільшення /при необхідності/ висоти шару фільтруючої загрузки.

До експлуатаційних відмінностей відносяться:

1/ обов'язкове зрошення всієї поверхні біофільтрів поступаючою водою і по можливості зменшення тривалості перервів в подачі води на поверхню;

2/ підвищення навантаження по воді на  $1 \text{ м}^2$  поверхні з метою створення природних умов для самовільного промивання фільтрів;

3/ розбавлення в необхідних випадках поступаючого стоку очищеної стічної води, тобто запровадження рециркуляції.

Високонавантажувані біофільтри класифікуються по таких однаках.

1. По принципу дії - працюючі з повним чи неповним біологічним очищенням.

2. По способу подачі повітря - з природною і штучною подачею повітря; в другому випадку носять назву аерофільтрів. Якщо висота засипки в біофільтрах невелика /1,5...2 м/, то штучна подача повітря не обов'язкова; при більшій висоті засипки необхідно передбачати штучне нагнітання повітря.

3. По режиму роботи - з рециркуляцією і без рециркуляції. Рециркуляція необхідна при сильно забрудненому стані.

4. По числу ступенів - одно- і двохступеневі. Двохступеневі фільтри передбачають в тому випадку, коли необхідне повне біологічне очищення і біофільтри одноступеневі неможливо запроєктувати достатньої висоти.

5. По висоті низькі до 2 м, високі від 2 м і вище.

6. По конструктивних відмінностях засипки - з об'ємною засипкою і з площинною засипкою.

Високонавантажувані біофільтри, як правило, розміщують на відкритому повітрі; висота біофільтру вибирається в залежності від  $\text{БПК}_{\text{повн}}$  очищеної стічної води, а гідравлічне навантаження приймається  $10 \dots 30 \text{ м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{доб} /$ ; допустима  $\text{БПК}_{\text{повн}}$  поступаючих

на біофільтр стічних вод 300 мг/л.

Розрахунок високонавантажувальних біофільтрів роблять в такій послідовності: по формулі /3.13/ знаходять  $K$ ; по середньозимовій температурі стічної води  $T$ , і по знайденому коефіцієнту  $K$  визначають висоту біофільтра  $H_{\delta\varphi}$ , гідравлічне навантаження  $q_{\delta\varphi}$  і витрати повітря  $q'_n$  /табл. 3.4/. Якщо знайдене значення  $K$  відрізняється від наведених в табл. 3.4, необхідно приймати для очищення без рециркуляції  $H_{\delta\varphi}$ ,  $q_{\delta\varphi}$  і  $q'_n$  по ближньому більшому значенню  $K$ , для очищення з рециркуляцією по меншому.

Площу аерофільтрів  $F_{\delta\varphi}$ ,  $m^2$ , при очищенні без рециркуляції знаходять по формулі /3.14/; при очищенні стічних вод з рециркуляцією - по формулі

$$F_{\delta\varphi} = Q_a (n_p + 1) q_{\delta\varphi} \quad / 3.15 /$$

де  $n_p$  - коефіцієнт рециркуляції,

$$n_p = \frac{L_n - L_a}{L_a - L_b} \quad / 3.16 /$$

тут  $L_a$  - БПК<sub>повн</sub> суміші впускної і циркулювочної води, при цьому  $L_a \leq 300$  мг/л.

Біофільтри з пластмасовою /площинною/ засипкою необхідно розташовувати в закритому приміщенні. Висоту біофільтрів назначають залежно від необхідного ступеня очищення. Допустима БПК<sub>повн</sub> поступаючих стічних вод при повному біологічному очищенні складає не більше 250 мг/л, при неповному очищенні - не обмежується.

При проектуванні біофільтрів з площинною засипкою необхідно приймати:

робочу висоту  $H_{\delta\varphi} = 3 \dots 4$  м;

в якості засипки - блоки з полівінхлориду, полістиролу, пластмасових труб діаметром 50...100 мм тощо;

пористість засипного матеріалу - 93...98%, питому поверхню - 90...110  $m^2/m^3$ ;

природну аерацію.

При розрахунку біофільтрів з пластмасовою засипкою необхідно визначати:

гідравлічне навантаження  $q_{\delta\varphi}$ ,  $m^3/m^2 \cdot \text{доб}$  - у відповідності з необхідним ефектом очищення  $\epsilon$ , %, температурою стічних вод  $T$ ,  $^{\circ}C$ , і висотою  $H_{\delta\varphi}$ , м по табл. 3.5.

Таблиця 3.4

Параметри для розрахунку високонавантажених біофільтрів

Питоми витрати повітря $q_n$ , $\text{м}^3/\text{м}^3$	Висота біо- філь- тра $H_{\text{бф}}$ , м	Значення $K$ при середньозимовій температурі стічних вод, $T$ , $^{\circ}\text{C}$											
		8			10			12			14		
		10	20	30	10	20	30	10	20	30	10	20	30
		Гідрравлічне навантаження $q_{\text{бф}}$ , $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{доб}/$											
8	2	3,02	2,32	2,04	3,38	2,5	2,18	3,76	2,74	2,36	4,3	3,02	2,56
	3	5,25	3,53	2,88	6,2	3,96	3,22	7,32	4,64	3,82	8,95	5,25	4,09
	4	9,05	5,37	4,14	10,4	6,25	4,73	11,2	7,54	5,56	12,1	9,05	6,54
10	2	3,69	2,89	2,58	4,08	3,11	2,76	4,5	3,36	2,93	5,09	3,67	3,16
	3	6,1	4,24	3,56	7,08	4,74	3,94	8,23	5,31	4,36	9,9	6,04	4,84
	4	10,1	6,23	4,9	12,3	7,18	5,68	15,1	8,45	6,88	16,4	10,0	7,42
12	2	4,32	3,88	4,76	4,76	3,72	3,28	5,31	3,98	3,44	5,97	4,31	3,7
	3	7,25	5,01	8,35	8,35	5,55	4,78	9,9	6,35	5,14	11,7	7,2	5,72
	4	12	7,35	14,8	14,8	8,5	6,2	18,4	10,4	7,69	23,1	12,0	8,83

Примітка. Для проміжкових значень  $q_n$ ,  $H_{\text{бф}}$  і  $T$  допускається величину  $K$  визначати інтерполяцією.

Таблиця 3.5

Параметри для розрахунку біофільтрів з площинною засипкою

Ефект очищення $\xi, \%$	Гідравлічне навантаження $q_{\delta\varphi}$ , $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{доб}/$ при висоті засипки $H_{\delta\varphi}$ , м							
	$H_{\delta\varphi} = 3$				$H_{\delta\varphi} = 4$			
	Температура стічних вод $T, ^\circ\text{C}$							
	8	10	12	14	8	10	12	14
90	6,3	6,8	7,5	8,2	8,3	9,1	10	10,9
85	8,4	9,2	10	11	11,2	12,3	13,5	14,7
80	10,2	11,2	12,3	13,3	13,7	15	16,4	17,9

Стічна вода розподіляється по поверхні біофільтрів за допомогою спринклерної системи, в яку входить дозований бак, розвідна мережа і спринклери.

В практиці проектування використовують біофільтри прямокутної форми в плані з розмірами сторін 3 x 3; 3,6 x 4; 9 x 12; 12 x 12; 15 x 15; 12 x 18 м та інші, з висотою засипки 2, 3; 3 і 4 м; а також круглої форми в плані діаметром 6, 12, 18, 24 і 30 м і високою шару засипки 2, 3 і 4 м.

Приклад 3.4. Розрахувати високонавантажений біофільтр, якщо відомо: витрати стічних вод  $Q_{\text{д}} = 40000 \text{ м}^3/\text{доб}$ ; БПК<sub>повн</sub> поступаючих стічних вод  $L_{\text{п}} = 150 \text{ мг/л}$ , після очищення  $L_{\text{г}} = 20 \text{ мг/л}$ ; середньозимова температура стічних вод  $T = 14^\circ \text{C}$ .

#### Р і ш е н н я

1. Знаходимо коефіцієнт  $K$

$$K = \frac{L_{\text{п}}}{L_{\text{г}}} = \frac{150}{20} = 7,5$$

2. По табл. 3.4 при температурі стічних вод  $14^\circ \text{C}$ , гідравлічному навантаженні  $30 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{доб}/$ , питомих витратах повітря  $10 \text{ м}^3/\text{м}^3$  коефіцієнт  $K = 7,42$  для  $H = 4 \text{ м}$ .

3. В зв'язку з тим, що табличне значення  $K$  менше розрахованого  $7,42 < 7,5$ , необхідно передбачати рециркуляцію. Тоді БПК<sub>повн</sub> суміші

$$L_c = K \cdot L_n = 7,42 \cdot 20 = 148,4 \text{ мг/л}$$

4. Коefіцієнт рециркуляції

$$\alpha_p = \frac{L_n - L_c}{L_c - L_g} = \frac{150 - 148,4}{148,4 - 20} = 0,012$$

5. Загальна площа біофільтрів

$$F_{\text{бф}} = \frac{Q_d (\alpha_p + 1)}{q_{\text{бф}}} = \frac{40000 / 0,012 + 1}{30} = 1350 \text{ м}^2$$

6. Для очищення стічних вод використовуємо два /  $N = 2$  / круглих аерофільтрів діаметром  $D_{\text{бф}} = 30$  м кожний загальною площею

$$F_3 = \frac{\pi D^2}{4} \cdot N = \frac{3,14 \cdot 30^2}{4} \cdot 2 = 706,5 \cdot 2 = 1413 \text{ м}^2$$

7. Фактичне гідравлічне навантаження на поверхню аерофільтрів

$$q_{\text{бф}}^{\text{ф}} = \frac{Q_d}{F_3} = \frac{40000}{1413} = 28,3 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{доб},$$

тобто знаходиться в межах норми.

8. Загальний об'єм фільтруючого матеріалу

$$V = H_{\text{бф}} \cdot F_3 = 4 \cdot 1413 = 5652 \text{ м}^3, \text{ де } H = 4 \text{ м.}$$

9. Придмасмо питомі витрати повітря  $10 \text{ м}^3/\text{м}^3$ , тоді необхідна кількість повітря буде складати

$$V_n = q_n' \cdot Q_d = 10 \cdot 40000 = 400000 \text{ м}^3/\text{доб}.$$

10. Для подачі повітря в біофільтри встановлюємо два робочих і один резервний вентилятори низького тиску Ц4-70 № 5 продуктивністю  $8500 \text{ м}^3/\text{г}$  і напором до 80 мм /табл. 3.6/.

Приклад 3.5. Розрахувати біофільтр з площинною засипкою при наступних даних: витрати стічних вод  $Q_d = 8000 \text{ м}^3/\text{доб}$ ; БПК<sub>5</sub> поступаючих стічних вод  $L_n = 150 \text{ мг/л}$ ; БПК<sub>5</sub> очищених стічних вод  $L_g = 15 \text{ мг/л}$ ; середньозимова температура стічних вод  $T = 12^\circ \text{ С}$ .

### Р і ш е н н я

1. Вибираємо фільтрувальний матеріал з плоских і гофрованих поліетиленових листів з питомою площею поверхні

Таблиця 3.6  
Характеристики вентиляторів низького тиску

М а р к а вентилятора	Продуктивність, м <sup>3</sup> /г	Напір, мм.	Потужність двигуна, кВт
Е В Р - 2	200 - 2000	15 - 70	0,25 - 1
Е В Р - 3	400 - 4000	15 - 60	1 - 1,7
Е В Р - 4	700 - 8500	10 - 100	1,7 - 7
Е В Р - 5	1500 - 10000	15 - 80	2,8 - 7
Ц4-70 № 2,5	300 - 2000	10 - 55	0,27- 0,6
Ц4-70 № 3	400 - 3600	10 - 90	0,6 - 1
Ц4-70 № 4	600 - 4500	8 - 55	0,6 - 1
Ц4-70 № 5	1000 - 8500	8 - 80	1 - 1,7
Ц4-70 № 6	1500 - 14000	8 - 110	1,7 - 4,5
Ц4-70 № 7	2000 - 20000	8 - 120	2,8 - 10

$S_n = 100 \text{ м}^2/\text{м}^2$  і пористість  $P = 94\%$ .

2. Приймаємо висоту шару засипки  $H_{\text{бф}} = 4 \text{ м}$ . По табл. 3.6 при середньозимовій температурі  $T_3 = 12^\circ \text{ С}$  і  $\epsilon = 90\%$  визначаємо допустиме гідравлічне навантаження  $q_{\text{бф}} = 10 \text{ м}^3//\text{м}^2 \cdot \text{доб}$ .

3. Знаходимо необхідний об'єм засипного матеріалу біофільтра  $V_{\text{бф}}$  і площу  $F_{\text{бф}}$

$$V_{\text{бф}} = Q_3 / q_{\text{бф}} = 8000 / 10 = 800 \text{ м}^3$$

$$F_{\text{бф}} = V_{\text{бф}} / H_{\text{бф}} = 800 / 4 = 200 \text{ м}^2$$

4. Вибираємо два біофільтри круглої форми в плані і знаходимо їх діаметр:

$$D_{\text{бф}} = \sqrt{\frac{F_{\text{бф}} \cdot 4}{2\pi}} = \sqrt{200 \cdot 4 / 2 \cdot 3,14} = 11,3 \text{ м}$$

Приймаємо два біофільтри діаметром 12 м кожний і розташуємо їх в опалюваному приміщенні.

3.2.2. А е р о т е н к и - це прямокутні чи круглі в плані резервуари, в яких очищують стічні води, змішані з активним мулом, повільно рухаються і переміщуються. Очищення води тут відбувається за допомогою біохімічного окислення органічних речовин. В аеротенках вилучення і окислення органічних речовин здійснює активний мул, який складається із колоній аеробних

мікроорганізмів. Для забезпечення мікроорганізмів киснем використовують безперервну штучну аерацію суміші стічних вод і активного мулу шляхом подачі в суміш стисненого повітря, чи шляхом підсилення поверхневої аерації суміші. Після очищення воду направляють у вторинні відстійники. Відділену там частину активного мулу повертають в аеротенк.

Розрізняють аеротенки-змішувачі, аеротенки-витискувачі і аеротенки проміжного типу. В залежності від місцевих умов аеротенки проектують на повне, або часткове очищення. По технологічній схемі аеротенки бувають одноступеневі і двоступеневі і аеротенки з регенераторами; по системах аерації – аеротенки з пневматичною аерацією і аеротенки з механічною аерацією /рис. 3.4/.

Доцільність використання тієї чи іншої схеми очищення визначається складом стічних вод.

Одноступенева схема без регенераторів застосовується для очищення слабоконцентрованих побутових стічних вод.

Одноступеневу схему з регенераторами застосовують для очищення побутових стічних вод з підвищеними концентраціями забруднень, а також суміші побутових і виробничих стічних вод. При ви-

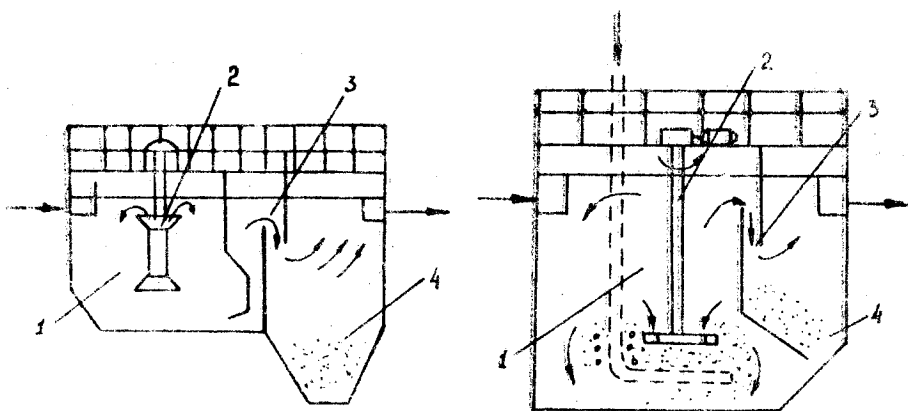


Рис. 3.4. Аеротенки з механічною /а/ і з пневмомеханічною аерацією /б/:

І – зона аерації; 2 – механічний аератор; 3 – відділення дегазації мулу; 4 – зона відстоювання.



користанні такої схеми очищення проходить в дві стадії. В аеротенку відбувається процес вилучення забруднень і окислення легкоокислюваних органічних речовин. в регенераторі - окислення трудноокислюваних органічних речовин і відновлення /регенерація/ активності мулу. Концентрація мулу в регенераторі в 3...4 рази більша, як в аеротенку. Достойність цієї схеми заключається в можливості відновлення активності мулу в регенераторах при порушенні його життєдіяльності або загибелі при залпових надходженнях стічних вод, вміщуючих токсичні речовини.

Аеротенки-змішувачі використовують для очищення висококонцентрованих виробничих стічних вод. Завдяки розосередженню подачі стічної води і активного мулу по довжині аеротенка вирівнюється швидкість споживання кисню і підвищується окислювальна потужність споруд.

Двоступеневу схему також застосовують для очищення висококонцентрованих виробничих стічних вод. В аеротенках першого ступеню завершується перша стадія очищення: сорбція органічних забруднень активним мулом і окислення деякої частини задержаних забруднень. Неповністю очищена вода поступає в аеротенк другого ступеню, де відбувається остаточне очищення.

Ще більш досконалою схемою є двоступенева схема з регенераторами. В таких аеротенках практично можна досягнути повного очищення стічних вод.

Аеротенки-витискувачі для очищення виробничих стічних вод застосовуються порівняно рідко із-за властивих їм недоліків. Вони погано сприймають залпові надходження забруднень, особливо якщо серед них є токсичні. Тоді можливе отруєння активного мулу, внаслідок чого робота аеротенка припиняється.

Розрахунок аеротенків вклячає визначення місткості і габаритів споруди, об'єму необхідного повітря і зайвого активного мулу. Місткість аеротенку визначається по середньогодинному надходженню стічних вод за період аерації в години максимального потоку. Тривалість аерації  $t$ , г, в аеротенках-змішувачах визначається по формулі

$$t = \frac{L_n - L_g}{\alpha(1-S)\rho_0} \quad / 3.17 /$$

де  $L_n, L_g$  - БПК<sub>повн</sub> поступаючої і очищеної води, мг/л;  
 $S$  - зольність мулу /для міських і близьких до них по складу стічних вод  $S = 0,3/;$

$\alpha$  - доза мулу, г/л /табл. 3.7/;

$\rho_o$  - питома швидкість окислення, мг БПК<sub>повн</sub> на 1 г беззольної речовини мулу в 1 г

$$\rho_o = \rho_{o_{\max}} \frac{L_s C_a}{L_s \cdot C_a + K_L \cdot C_a + K_o C_a} \cdot \frac{1}{1 + \varphi \alpha} \quad / 3.16 /$$

тут  $\rho_{o_{\max}}$  - максимальна швидкість окислення, мг//г · г/;

$C_a$  - концентрація розчиненого кисню в аеротенку, мг/л /рівна 2/;

$K_L$  - константа, характеризуюча властивості органічних забруднень, мг БПК<sub>повн</sub>/л /табл. 3.8/;

$K_o$  - константа, характеризуюча вплив кисню, мг O<sub>2</sub>/л /табл. 3.8/;

$\varphi$  - коефіцієнт інгібування продуктами розпаду активного мулу, л/г /табл. 3.8/.

Період аерації  $t$ , г, в аеротенках-витискувачах визначається по формулі

$$t = \frac{1 + \varphi \cdot \alpha}{\rho_{o_{\max}} \cdot C_a \cdot \alpha (1 - S)} \left[ (C_a + K_o) (L_n - L_s) + K_L C_a \left( \rho \frac{L_n}{L_s} \right) \right] K_r / 3.19 /$$

де  $K_r$  - коефіцієнт, враховуючий вплив поздовжнього перемішування; при повному біологічному очищенні до  $L_s = 15$  мг/л  $K_r = 1,5$ ; при  $L_s > 30$  мг/л  $K_r = 1,25$ .

Таблиця 3.7  
Оптимальні дози мулу в аеротенках

Тип аеротенка	БПК <sub>повн</sub> поступаючої води, мг/л	Доза мулу, г/л
Аеротенк-змішувач:		
без регенераторів	100 - 150	3
з регенераторами	150 - 300	2 - 3,5
Аеротенк-витискувач		
без регенераторів	100 - 150	3 - 5
з регенераторами	300 - 400	3,5 - 4,5

При підрахунку  $t$  для аеротенків-витискувачів БПК<sub>повн</sub> поступаючої стічної води  $L_n$  мг/л, визначається з врахуванням розбавлення рециркуляційними витратами

Таблиця 3.8  
 Параметри для розрахунку аеротенків

Вид стічних вод	Максимальна швидкість окислення $\rho_{\text{макс}}$ , мг БПК <sub>повн</sub> /г · г/	Константа виду органічних забруднень К мг БПК <sub>повн</sub> /л	Константа впливу кисню $K_0$ , мг $O_2$ /л	Коефіцієнт інгібування $\varphi$ а/г
Міські і близькі до них по складу Нафтопереробних заводів:	85	33	0,625	0,07
I система	33	3	1,81	0,17
II система	59	24	1,66	0,16
Азотної промисловості	140	6	2,4	1,11
Дріжджових заводів	232	90	1,66	0,16
Оргсинтезу	83	200	1,7	0,27

$$L_n' = \frac{L_n + L_s \cdot R}{1 + R}, \quad / 3.20 /$$

де  $R$  - ступінь рециркуляції активного мулу

$$R = \frac{\alpha}{1000 (J - \alpha)}, \quad / 3.21 /$$

тут  $J$  - муловий індекс,  $\text{см}^3/2$  /табл. 3.9/.

Формула /3.21/ справедлива при  $J < 175 \text{ см}^3/\text{г}$  і  $\alpha \leq 5 \text{ г/л}$ . Величина  $R$  для відстійників з мулососами, з мулоскробами, з самотічним видаленням мулу повинна бути рівна, відповідно, не менше 0,3, 0,4 і 0,6.

Навантаження на 1 г беззольної речовини мулу за добу  $q_a$ , мг/г · доб/

$$q_a = \frac{24 (L_n - L_s)}{\alpha (1 - S) t} \quad / 3.22 /$$

При проектуванні аеротенків з регенераторами тривалість

Таблиця 3.9

Значення мулового індексу

Вид стічних вод	Муловий індекс $J$ , $\text{см}^3/\text{г}$ , при навантаженні на мул, $\text{мг}/\text{г} \cdot \text{доб}/$					
	100	200	300	400	500	600
Міські і близькі до них по складу	130	100	70	80	95	130
Нафтопереробних заводів	120	70	80	120	160	
Синтетичного каучука	100	40	70	100	130	
Хіткомбінатів азотної промисловості		90	60	75	90	120

окислення  $t_o$ , г, забруднень визначають по формулі

$$t_o = \frac{L_n - L_b}{R \alpha_p (1-s) \rho} \quad / 3.23 /$$

де  $\alpha_p$  - доза мулу в регенераторі, г/л;

Тривалість перебування стічної води у власне аеротенку  $t'_o$ , г

$$t'_o = \frac{2,5}{\alpha^{0,5}} \lg \frac{L'_n}{L_b} \quad / 3.24 /$$

а період регенерації

$$t_p = t_o - t'_o \quad / 3.25 /$$

Об'єми аеротенку  $V_a$  і регенератора  $V_p$ ,  $\text{м}^3$ , визначаються таким чином:

$$V_a = t_a (1+R) Q_d, \quad / 3.26 /$$

$$V_p = t_p - R Q_d, \quad / 3.27 /$$

де  $Q_d$  - розрахункові витрати стічних вод,  $\text{м}^3/\text{г}$ .

Приріст активного мулу в аеротенках  $\Pi$ ,  $\text{мг}/\text{л}$ , підраховується по формулі

$$\Pi = 0,8 C_o + K_n L_n, \quad / 3.28 /$$

де  $C_d$  - концентрація зольних і глини, поступаючих в аеротенк, мг/л;

$K_n$  - коефіцієнт приросту активного мулу; для міських і виробничих стічних вод  $K_n = 0,3 \dots 0,5$ .

Тривалість аерації на гвне окислення /аеротенки з продовженою аерацією/ визначається по формулі /3.17/ при питомій швидкості окислення  $\beta_a = 6 \text{ мг БПК}_{\text{повн}} // \text{г} \cdot \text{г} / 4 \text{ мг БПК}_5 // \text{г} \cdot \text{г} /$ , дозі мулу  $\alpha = 3 \dots 4 \text{ г/л}$  і зольності  $S = 0,35$ ; кількість зайвого активного мулу приймається рівною  $0,35 \text{ кг на 1 кг БПК}_{\text{повн}} / 0,5 \text{ кг на 1 кг БПК}_5 /$ .

Питомі витрати повітря  $q_n$ ,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ , при очищенні стічних вод в аеротенках визначається відношенням витрат кисню, необхідного для обробки  $1 \text{ м}^3$  води, до витрат використовуваного кисню з  $1 \text{ м}^3$  повітря, яке подається на аерацію:

$$q_n = \frac{q_k (L_n - L_e)}{K_1 \cdot K_2 \cdot \pi_1 \cdot \pi_2 (C_p - C)} \quad / 3.29 /$$

де  $q_k$  - питомі витрати кисню повітря, мг/мг БПК<sub>повн</sub>; при повному очищенні  $q_k = 1,1 \text{ мг/мг}$ ; при неповному -  $0,9 \text{ мг/мг}$ , а для аеротенків на повне окислення -  $1 \text{ мг/мг} / 1,42 \text{ мг/мг БПК}_5$ ;

$K_1$  - коефіцієнт, враховуючий тип аератора: для мілкобульбашкової аерації в залежності від співвідношення площ аерованої зони і аеротенка  $[f / F]$  по табл. 3.10, для середньобульбашкової і систем низьконапірної аерації  $K_1 = 0,75$ ;

$K_2$  - коефіцієнт, залежний від глибини занурювання аератора /табл. 3.II/;

$\pi_1$  - коефіцієнт, враховуючий температуру стічних вод

$$\pi_1 = 1 + 0,02 (T_{cp} - 20) \quad / 3.30 /$$

тут  $T_{cp}$  - середньомісячна температура стічних вод за літній період,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$\pi_2$  - коефіцієнт якості стічних вод: для міських  $\pi_2 = 0,85$ , для виробничих  $\pi_2 = 0,7$  /при відсутності експериментальних даних/;

$C_p$  - розчинність кисню у воді, мг/л

$$C_p = (1 + h_a / 20,0) C_T$$

/ 3.31 /

тут  $C_T$  - розчинність кисню повітря у воді в залежності від температури і тиску /табл. 3.2/, мг/л;

$C$  - середня концентрація кисню в аеротенку; приблизно приймається рівною 2 мг/л.

Площа аерованої зони  $f$  приймається по площі, яку займають пневматичні аератори, включаючи просвіти між ними до 0,3 м. По знайдених значеннях  $D$  і  $t$  визначається інтенсивність аерації  $I$ ,  $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{г}/$ .

$$I = DN/t$$

/ 3.32 /

де  $N$  - робоча глибина аератора, м.

Таблиця 3.10

Значення  $K_1$  і  $I_{\text{макс}}$ 

		$\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{г}/$
0,05	1,34	5
0,1	1,47	10
0,2	1,68	20
0,3	1,89	30
0,4	1,94	40
0,5	2	50
0,75	2,13	75
1	2,3	100

В аеротенках-витискувачах питомі витрати повітря і інтенсивність аерації розраховуються по формулах /3.29/ і /3.32/. Якщо обчислена інтенсивність аерації більше  $I_{\text{макс}}$  для даного значення  $K_1$ , необхідно збільшити площу аерованої зони; якщо менше мінімальної  $I_{\text{мін}}$  для даного значення  $K_2$ , необхідно збільшити витрати повітря, приймаючи  $I_{\text{мін}}$  по табл. 3.II.

Робочу глибину аеротенків приймають від 3 до 6 м, відношення ширини коридору до робочої глибини аеротенків - від 1 : 1 до 2 : 1.

Для аеротенків і регенераторів число секцій повинно бути не менше двох. Для станцій продуктивністю до 50 тис.  $\text{м}^3/\text{доб}$  найбільш доцільне число секцій 4...6, а при більшій продуктивності - 6...8; всі секції робочі, кожна складається з 2...4 коридорів.

Таблиця 3.11

Значення  $K_2$  і  $I_{мін}$ 

, м			$м^3/м^2 \cdot г/$
0,5	0,4		48
0,6	0,46		42
0,7	0,6		38
0,8	0,8		32
0,9	0,9		28
1,0	1,0		24
3	2,08		4
4	2,52		3,5
5	2,92		3
6	3,3		2,5

Приклад 3.6. Запроектувати аеротенки для очищення суміші /I : I/ міських і виробничих стічних вод при наступних даних: витрати стічних вод  $Q_2 = 1200 м^3/г$ ; БПК<sub>повн</sub> води /після аеротенків I ступеню/  $L_n = 150 мг/л$ ; БПК<sub>повн</sub> очищеної води  $L_b = 10 мг/л$ .

## Р і ш е н н я

1. Проектуємо аеротенки-змішувачі з регенераторами, для яких знаходимо: дозу мулу  $\alpha = 2 г/л$  /табл. 3.7/;

по табл. 3.8: максимальну швидкість окислення  $\rho_{o, макс} = 85$ ,

коефіцієнт  $K_L = 33$ ,

коефіцієнт  $K_o = 0,625$ ,

коефіцієнт  $\varphi = 0,07$ .

Концентрація розчиненого кисню  $C_o = 2 мг/л$ .

2. Розраховуємо питому швидкість окислення

$$\begin{aligned} \rho_o &= \rho_{o, макс} \frac{L_b C_a}{L_b \cdot C_a + K_L \cdot C_a + K_o \cdot C_a} \cdot \frac{1}{1 + \varphi \alpha} = \\ &= 85 \frac{10 \cdot 2}{10 \cdot 2 + 33 \cdot 2 + 0,625 \cdot 2} \cdot \frac{1}{1 + 0,07 \cdot 2} = \\ &= 17,15 мг//г \cdot г/. \end{aligned}$$

3. Тривалість аерації знаходимо по формулі

$$t = \frac{L_n - L_B}{\alpha(1-s)\rho_0} = \frac{150 - 10}{2/1 - 0,3/17,15} = 5,8 \text{ г}$$

4. Об'єм аеротенків

$$V = Q_2 \cdot t = 1200 \cdot 5,8 = 6960 \text{ м}^3$$

5. Визначаємо навантаження на мул

$$q_a = \frac{24(L_n - L_B)}{\alpha(1-s)t} = \frac{24/150 - 10/17,15}{2/1 - 0,3/5,8} = 414 \text{ мг//г} \cdot \text{доб/}.$$

6. По табл. 3.9 знаходимо муловий індекс  $J = 82 \text{ см}^3/\text{г}$ .  
Тоді ступінь рециркуляції

$$R = \frac{\alpha}{1000/J - \alpha} = \frac{2}{1000/82 - 2} = 0,2,$$

що відповідає вимогам [25].

7. Згідно табл. 3.12 приймаємо типовий проект аеротенка-змішувача з наступними параметрами: ширина коридора  $B = 4 \text{ м}$ , робоча глибина аеротенка  $H = 4,5 \text{ м}$ , число коридорів  $n = 2$ , довжина секції  $L_c = 36 \text{ м}$ , об'єм секції  $V_c = 1296 \text{ м}^3$ .

8. Знаходимо необхідну кількість секцій

$$N = \frac{V}{V_c} = \frac{6960}{1296} = 5,37$$

Проектуємо 5 секцій.

9. Фактичний об'єм аеротенка і фактична тривалість аерації

$$V_\varphi = N V_c = 5 \cdot 1296 = 6480 \text{ м}^3$$

$$t_\varphi = V_\varphi / Q_2 = 6480 / 1200 = 5,4 \text{ г}$$

Приклад 3.7. Розрахувати аеротенки-витискувачі при наступних даних: витрати стічних вод /суміш міських і виробничих/  
 $Q_2 = 2500 \text{ м}^3/\text{г}$ ; БПК<sub>повн</sub> поступаючих стічних вод  $L_n = 130 \text{ мг/л}$ , БПК<sub>повн</sub> очищених стічних вод  $L_B = 15 \text{ мг/л}$ ; середньомісячна температура за літній період  $T_n = 20^\circ \text{ С}$ .

Р і ш е н н я

I. Для розрахунку приймаємо аеротенки-витискувачі без регенерації, тому що БПК<sub>повн</sub> поступаючих стічних вод  $L_n < 150 \text{ мг/л}$ .



2. Визначимо ступінь рециркуляції активного мулу, прийнявши для попереднього розрахунку муловий індекс  $J = 100 \text{ см}^3/\text{г}$  і дозу мулу  $a = 3 \text{ г/л}$ :

$$R = \frac{a}{1000/J - a} = \frac{3}{1000/100 - 3} = 0,43.$$

3. Розраховуємо БПК<sub>повн</sub> поступаючих в аеротенк стічних вод з врахуванням рециркуляційних витрат

$$L'_r = \frac{L_n + L_s \cdot R}{1 + R} = \frac{130 + 15 \cdot 0,43}{1 + 0,43} = 96,4 \text{ мг/л}.$$

4. Тривалість аерації визначимо по формулі /3.19/ підставивши в ню  $L'_n$  замість  $L_n$  і величини даних в табл. 3.8:  $\rho_{\text{макс}} = 85 \text{ мг/г} \cdot \text{г/г}$ ;  $K_o = 0,625 \text{ мг/л}$ ;  $K_L = 33 \text{ мг/л}$ ;  $K_r = 1,5$ ;  $\varphi = 0,07 \text{ л/г}$ ;  $S = 0,3$ ; концентрація розчинного кисню  $C = 2 \text{ мг/л}$ :

$$t = \frac{1 + \varphi a}{\rho_{\text{макс}} \cdot C_a \cdot a (1 - S)} \left[ (C_o + K_o)(L_n - L_s) + K_L \cdot C_a \ln \frac{L_n}{L_s} \right] K_r =$$

$$= \frac{1 + 0,07 \cdot 3}{85 \cdot 2 \cdot 3/1 - 0,3/} \left[ (2 + 0,625)(96,4 - 15) + 33 \cdot 2 \cdot \ln 96,4/15 \right] \cdot 1,5 = 1,69 \text{ г}$$

5. Об'єм аеротенка-витискувача з врахуванням рециркуляційних витрат знаходимо по формулі

$$V_a = t_a (1 + R) Q_2 = 1,69/1 + 0,43/ \cdot 2500 = 6042 \text{ м}^3$$

6. Уточнюємо навантаження на 1 г беззолної речовини мулу

$$q_a = \frac{24 (L_n - L_s)}{a (1 - S) t} = \frac{24/96,4 - 15/}{3/1 - 0,3/ \cdot 1,69} =$$

$$= 543,7 \text{ мг/г} \cdot \text{доб/}.$$

7. По табл. 3.9 знаходимо, що при отриманому значенню  $q_a$  муловий індекс для стічних вод  $J' = 110 \text{ см}^3/\text{г}$ . При новому значенні  $J'$  ступінь рециркуляції

$$R = \frac{a}{1000/J' - a} = \frac{3}{1000/110 - 3} = 0,49.$$

8. Уточнюємо БПК<sub>повн</sub> поступаючих в аеротенк стічних вод  $L'_n$ , тривалість аерації, об'єм аеротенка-витискувача і на-

вантаження на 1 г безвольної речовини муду:

$$L'_n = /130 + 15 \cdot 0,49 / /1 + 0,49/ = 92,2 \text{ мг/л};$$

$$t' = \frac{1 + 0,07 \cdot 3}{85 \cdot 2 \cdot 3/1 - 0,3/} \left[ (2 + 0,625) (92,2 - 15) + \right. \\ \left. + 33 \cdot 2 \left[ \frac{92,2}{15} \right] \right] \cdot 1,5 = 1,64 \text{ г}$$

$$V' = 1,64/1 + 0,49/ \cdot 2500 = 6109 \text{ м}^2;$$

$$q_a = \frac{24/92,2 - 15/}{3/1 - 0,3/ \cdot 1,64} = 538 \text{ мг//г} \cdot \text{доб/}.$$

Таблиця 3.12

Основні параметри типових аеротенків-змішувачів

Ширина коридора, $B_a$ , м	Робоча глибина аеротенка $H_a$ , м	Число коридорів $n$	Робочий об'єм секції $V_c$ , $\text{м}^3$	Довжина секції $L_c$ , м	Номер типового проекту
3	1,2	2	170	24	902-2-94
			260	36	902-2-95/96
4	4,5	2	864	24	902-2-215/216
			1296	36	902-2-217/218
6	5	3	3780	42	902-2-268
			5400	60	902-2-269
			7560	83	902-2-211
9	5,2	4	21680	120	902-2-120/72
			26080	150	902-2-264

9. По табл. 3.9 знаходимо, що при  $q_a = 538 \text{ мг//г} \cdot \text{доб/}$   $J = 108 \text{ см}^3/\text{г}$  і  $R = 0,48$ . Ці величини практично не відрізняються від скоректованих  $J' = 110 \text{ см}^3/\text{г}$  і  $R' = 0,49$ , тому в подальшому уточненні розрахункових параметрів немає необхідності.

Таблиця 3.13

Основні параметри типових аеротенків-витискувачів

Ширина кори- дора $B_0$ , м	Робоча глибина аеро- тенка $H$ , м	Число кори- дорів $n$	Робочий об'єм однієї секції $V_c$ , м <sup>3</sup> , при довжині $L_c$ , м			Номер типового проекту	
			36 - 42	48 - 54	60 - 66		72 - 78
3,2	4,4	2	1040 - 1213	1386 - 1559	1732	902-2-195	
		3	1560 - 1820	2080 - 2340	2600	902-2-192	
		4	2070 - 2416	2762 - 3108	3494 - 3800	902-2-178	
		4,5	2	1420 - 1658	1896 - 2134	2372	902-2-196
4,4	4,4	3	2140 - 2496	2852 - 3206	3564	902-2-193	
		4	2850 - 3325	3800 - 4275	4750 - 5225	902-2-178	
		2	-	2530 - 2847	3154 - 3471	3788	902-2-196
		3	-	3800 - 4275	4750 - 5225	5700	902-2-192
6	5	4	-	5700	5334 - 6968	7602-8230	902-2-179
		2	-	2880 - 3240	3600 - 3960	4320	902-2-196
		3	-	4320 - 4860	5400 - 5940	6480	902-2-193
		4	-	6500	7200 - 7940	8666-9380	902-2-179

10. По табл. 3.13 підбираємо чотири секції двокоридорного аеротенка-витискувача /типовий проект 902-2-195/ з шириною кожного коридора  $B_a = 4,5$  м, довжиною  $L_a = 42$  м, робочою глибиною  $H_a = 4,4$  м і об'ємом кожної секції  $V_c = 1658$  м<sup>3</sup>. Загальний об'єм аеротенків 6632 м<sup>3</sup>. Оскільки режим витиснення в нашому випадку не забезпечується /співвідношення довжини коридорів аеротенка до ширини рівно 18,7, що менше 30/, необхідно здійснити секціонування коридорів. Приймаємо в кожному коридорі шість секцій. Секціонування здійснюємо встановленням в коридорах аеротенків легких вертикальних перегородок з отворами в нижній частині. Швидкість руху мулової суміші в отворах перегородок приймається не більше 0,2 м/с.

3.2.3. Ц и р к у л я ц і й н і окислювальні канали – це протічні басейни трапецевидного перерізу, які мають замкнуту форму в плані і обладнані механічними аераторами, забезпечуючи переміщення, перемішування і насичення киснем оброблюваної суміші стічної води і активного мулу. Циркуляційні окислювальні канали являються спорудами повного біологічного очищення стічних вод активним мулом при продовженій аерації. В каналах можуть очищатися як побутові, так і високо концентровані виробничі стічні води, без попереднього відстоювання /після решіток і пісколовок/.

По схемі роботи циркуляційні окислювальні канали ділять на канали безперервної і періодичної дії /рис. 3.5/.

В каналах безперервної дії розділення мулової суміші здійснюється у вторинному відстійнику, а в каналах періодичної дії – безпосередньо в самому каналі при виключених аераторах. Найбільш розповсюджені витягнуті в плані кільцевої форми канали з бетонними відкосами і дном, робочою глибиною біля 1 м і продуктивністю до 1400 м<sup>3</sup>/доб.

Тривалість аерації в циркуляційних окислювальних каналах визначається по формулі /3.17/ при  $\rho = 6$  мг/г .г/ /по БПК<sub>повн</sub>/ або 4 мг/г .г/ /по БПК<sub>5</sub>/;  $\alpha = 3...4$  г/л і  $S = 0,35$ . Питомі витрати повітря визначаються по формулі /3.29/ як для аеротенків продовженої аерації при  $q_n = 1$  мг/мг /по БПК<sub>повн</sub>/ або 1,42 мг/мг /по БПК<sub>5</sub>/;  $\kappa_1 = 0,75$ .

Механічний аератор розраховують по подачі необхідного кисню і по створенню швидкості потоку в каналі /розрахунок ведуть по БПК<sub>5</sub>/ . Кількість кисню, кг/доб, яку необхідно подати в стічну воду

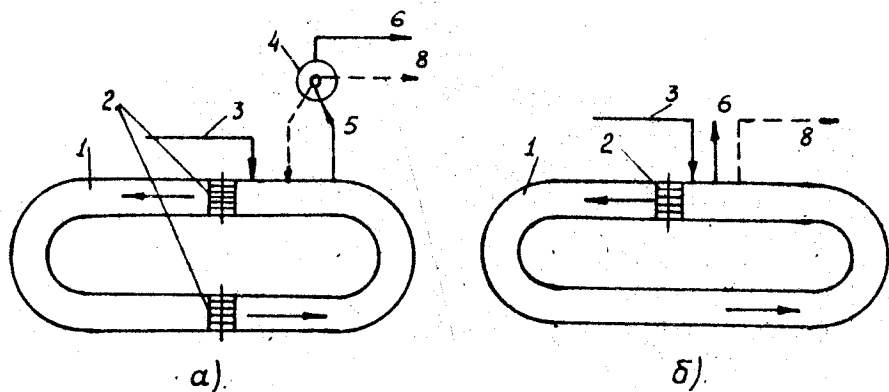


Рис. 3.5. Схеми циркуляційних окислювальних каналів:  
 а - безперервної дії з двома аераторами; б - періодичної дії з одним аератором; 1 - канал; 2 - аератори; 3 - подача стічних вод; 4 - вторинний відстійник; 5 - випуск мулової суміші; 6 - випуск очищеної води; 7 - подача зворотного активного мулу; 8 - випуск зайвого активного мулу на мулові майданчики.

$$\sigma_a = q_k (L_n - L_e) Q_a / 1000 \quad / 3.33 /$$

Розрахункова продуктивність 1 м аератора по кисню, г/г · м/:

$$M_a = \frac{2,06 \cdot 10^6 \cdot n_o^3}{h_a^{-0,62}} \left( \frac{d_a}{70} \right)^3, \quad / 3.34 /$$

де  $n_o$  - частота обертання аератора,  $c^{-1}$ ;  
 $h_a$  - глибина занурення аератора, см;  
 $d_a$  - діаметр аератора, см.

Для механічних кліткових аераторів діаметром 50, 70 і 90 см розрахункову продуктивність  $M_a$  знаходять по табл. 3.14.

Необхідна швидкість руху рідини в каналі, м/с:

$$V_n = 0,25 \sqrt{\alpha H_{цк}}, \quad / 3.35 /$$

де  $H_{цк}$  - глибина каналу, м;  
 $\alpha$  - доза мулу, г/л, /табл. 3.7/.

Швидкість руху рідини в каналі, створювана аератором,

$$V_a = \sqrt{\frac{I_a \rho_a}{S_{чк} \frac{K_w^2}{R_2^{1,33}} L_{чк} + 0,05 \Sigma \xi}} \quad / 3.36 /$$

- де  $I_a$  - імпульс тиску аератора /табл. 3.14/;  
 $\rho_a$  - довжина аератора, м;  
 $S_{чк}$  - площа поперечного перерізу каналу, м<sup>2</sup>;  
 $K_w = 0,014$  - коефіцієнт шорсткості для бетонних стінок;  
 $R_2$  - гідравлічний радіус, м;  
 $L_{чк}$  - довжина циркуляційного каналу, м;  
 $\Sigma \xi$  - сума коефіцієнтів місцевих опорів, для  $O$  - образного каналу рівна 0,5.

Таблиця 3.14

Дані для розрахунку механічного кліткового аератора

Діаметр $d_a$ , см	Частота обертання $n_o$ , хв <sup>-1</sup>	Глибина занурення $h_a$ , см	Продуктивність по кисню $M_a$ г//г*м/	Необхідна потужність $P$ , кВт/м	Імпульс тиску $I_a$
1	2	3	4	5	6
50	60	8	230	0,21	0,0035
		15	380	0,49	0,0055
		20	490	0,6	0,0054
	90	8	470	0,42	0,0066
		15	960	0,9	0,012
		20	1170	1,2	0,011
120	8	850	0,62	0,016	
	15	1800	1,42	0,017	
	20	2300	1,92	0,016	
70	60	8	300	0,36	0,006
		15	570	0,9	0,013
		25	940	1,35	0,1
	80	8	570	0,57	0,01
		15	1130	1,5	0,01
		25	1900	2,27	0,09

1	2	3	4	5	6
		8	830	0,85	0,014
	100	15	1930	2,24	0,024
		25	3200	3,5	0,035
		8	530	0,68	0,0086
	60	20	1200	2,21	0,021
		30	1430	4	0,022
		8	910	1,14	0,013
90	80	20	2400	3,5	0,03
		30	3400	6,25	0,034
		8	1350	1,8	0,016
	100	20	3900	5	0,04
		30	5600	9	0,049

Згідно типових проектів продуктивність циркуляційних окислювальних каналів - від 100 до 1400 м<sup>3</sup>/доб; БПК<sub>5</sub> поступаючих стічних вод - 150, 250 і 400 мг/л. Число каналів на очисних спорудах I...2; число аераторів в каналі I..4; глибина каналу I м.

Приклад 3.8. Розрахувати циркуляційні окислювальні канали при слідуючих даних: витрати стічних вод  $Q_{\text{ст}} = 1000$  м<sup>3</sup>/доб; БПК<sub>5</sub> стічних вод після решіток  $L_n = 230$  мг/л; БПК<sub>5</sub> очищених стічних вод  $L_{\text{в}} = 10$  мг/л.

#### Р і ш е н н я

1. Визначаємо тривалість аерації стічних вод в циркуляційному окислювальному каналі при  $\alpha = 3,5$  г/л;  $S = 0,35$  і  $\rho_0 = 4$  мг/г · г/:

$$t = \frac{L_n - L_{\text{в}}}{\alpha(1-S)\rho_0} = \frac{230 - 10}{3,5 / 1 - 0,35 / \cdot 4} = 24,2 \text{ г.}$$

2. Приймаємо один циркуляційний канал безперервної дії 0-образної форми, робочою глибиною  $H_{\text{чк}} = 1$  м, шириною по дну  $b_{\text{чк}} = 2,5$  м; площа поперечного перерізу  $S_{\text{чк}} = 4$  м<sup>2</sup>.
3. Канал обладнуємо механічними аераторами кліткового типу довжиною  $l_0 = 2,5$  м і діаметром  $d_0 = 90$  см, глибиною за-

нурення  $h_a = 20$  см і частотою обертання  $n_o = 80$  хв<sup>-1</sup>. Підрачуємо необхідну кількість кисню при  $q_k = 1,42$  мг/мг:

$$G_{\partial} = q_k (L_n - L_s) Q_{\partial} / 1000 = 1,42 / 230 - 10 / 1000 / 1000 = 312,4 \text{ кг/доб.}$$

4. По табл. 3.14 знаходимо розрахункову продуктивність  $I$  м прийнятого до влаштування аератора.

$$M = 2,4 \text{ кг } O_2 / \text{г} \cdot \text{м/}$$

5. При довжині аератора  $l_a = 2,5$  м його продуктивність за добу буде:

$$M_{\partial} = M \cdot l_a \cdot 24 = 2,4 \cdot 2,5 \cdot 24 = 144 \text{ кг } O_2 / \text{доб.}$$

Приймаємо для влаштування два аератори загальною довжиною 5 м.

6. Знаходимо необхідну швидкість руху рідини в каналі

$$V_n = 0,25 \sqrt{a \cdot H_{чк}} = 0,25 \sqrt{3,5 \cdot 1} = 0,47 \text{ м/с.}$$

7. Розрачуємо необхідний об'єм каналу  $V_{чк}$ , його довжину  $L_{чк}$  і гідравлічний радіус  $R_2$ :

$$V_{чк} = G_{\partial} \cdot t / 24 = 1000 \cdot 24,2 / 24 = 1008 \text{ м}^3;$$

$$L_{чк} = V_{чк} / S_{чк} = 1008 / 4 = 252 \text{ м;}$$

$$R_2 = S_{чк} / \chi = 4 / 6,1 = 0,66,$$

де  $\chi$  - змочений периметр, рівний 6,1 м.

8. Знаходимо швидкість руху рідини в каналі, створювану одним аератором, при  $I_a = 0,03$ ;  $K_w = 0,014$ ;  $\Sigma f = 0,5$ :

$$V_a = \frac{I_a \cdot l_a}{S_{чк} \left( \frac{K_w^2}{R_2^{1,33}} L_{чк} \right) + 0,05 \Sigma f} =$$

$$= \frac{0,03 \cdot 2,5}{4 \frac{0,014^2}{0,66^{1,33}} \cdot 252 + 0,05 \cdot 0,5} = 0,41 \text{ м/с,}$$



що незначно відрізняється від  $V_H$ . При двох працюючих аеротенках в каналі, створюється швидкість  $V_a = 0,58$  м/с /для двох  $V_2 = \sqrt{2} \cdot V_a$  /, що перевищує  $V_H$ .

9. Кількість зайвого активного мулу рівна 0,5 кг на 1 кг БПК<sub>5</sub>; його вологість при видаленні з відстійника складає 98%. Для розділення мулової суміші використовуються вертикальні відстійники діаметром 4...9 м, тривалістю перебування стічних вод в них 1,8...2,4 г. В якості контактних резервуарів використовуються вертикальні відстійники діаметром 2..6 м. Тривалість контакту складає 0,5...1,2 г.

В нашому випадку згідно з типовим проектом 902-2-256 приймаємо один відстійник діаметром 9 м і один контактний резервуар діаметром 6 м. Перед циркуляційним окислювальним каналом установлюємо дві решітки-дробарки РД-200.

### 3.3. Доочищення стічних вод

Споруди повного біологічного очищення забезпечують ступінь очищення по БПК<sub>повн</sub> очищеної води 10..15 мг/л, проте для її повторного використання, а в ряді випадків і для скидання в водоймища, такий ступінь очищення недостатній. В зв'язку з цим часто проектується доочищення стічних вод.

При доочищенні стічних вод широко використовується фільтрація через фільтри різної конструкції. В результаті фільтрації зменшується вміст в стічній воді головним чином завислих речовин, а також нафтопродуктів, фосфору та інших забруднень.

В залежності від вимог до якості води для доочищення використовують фільтри слідуючих конструкцій: з спадним чи висхідним потоком води, радіальні одношарові і двошарові, з рухливою засипкою, каркасно-засипні, аеровані, з плаваючою засипкою. В якості фільтруючого матеріалу застосовують кварцевий пісок крупних фракцій, гравій, гранітний щебінь, гранульований домновий шлак, антрацит, горілі породи, керамзит, полістірол.

Каркасно-засипний фільтр /рис. 3.6/ являється багатшаровим, в якому фільтрація води відбувається в направленні спадної крупності зерен засипки.

Подача води здійснюється по системі жолобів. Дренажна система показана у вигляді дірчастих труб з підтримуючими гравійними шарами, на які загрузають гравій і пісок. Пісок заповнює міжпоровий простір гравійного каркасу. Замість гравію можна засто-

совувати щєбїнь, а замїсть пїску - шлак, керамзїт, антрацит. Достоїнства каркасно-засипного фїльтра-робота в режимї безплївкової фїльтрацїї, висока якїсть фїльтрату, пїдвїщена грязєемнїсть засипки.

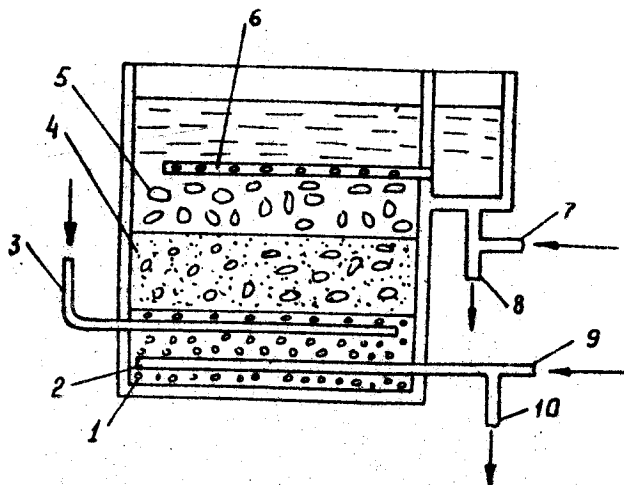


Рис. 3.6. Схема каркасно-засипного фїльтра:

1 - пїдтримуючі гравїйнї шари; 2 - розподїльна система для води; 3 - подача повітря при промиваннї; 4 - пїщана засипка; 5 - гравїйний каркас; 6 - система для подачї вихїдної і вїдведення промивної води; 7 - подача вихїдної води; 8 - вїдвїд промивної води; 9 - подача промивної води; 10 - вїдвїд фїльтрату.

Розрахункову загальну площу  $F_{\phi}$ ,  $m^2$ , визначають по формулї

$$F_{\phi} = \frac{Q_{\partial} + Q_{\text{ц}}}{24V_{\rho\phi} - nV_{\rho\phi}t_{\text{п}}} \quad / 3.37 /$$

де  $Q_{\partial}$  - розрахунковї добовї витрати води,  $m^3/\text{доб}$ ;  
 $Q_{\text{ц}}$  - циркуляцїйнї витрати води на промивання фїльтрїв,  $m^3/\text{доб}$ , для примїрних розрахункїв приймається  $Q_{\text{ц}} = 0,025 Q_{\rho}$ ;  
 $t$  - тривалїсть простою одного фїльтра пїд час промивання /приблизно 5 хв. за годину/;  
 $n$  - число промивок одного фїльтра за добу;

$V_{рф}$  - розрахункова швидкість фільтрування, м/г;

$$V_{рф} = V_{ф} \frac{N - m}{N}, \quad / 3.38 /$$

тут  $V_{ф}$  - швидкість фільтрування при форсованому режимі, м/г;  
 $N$  - загальне число фільтрів / 4/;  
 $m$  - число фільтрів, які знаходяться в ремонті /при  
 $N > 20$   $m = 3$ ; при  $N < 20$   $m = 2$ /.

Площу одного фільтра звичайно приймають 50...60 м<sup>2</sup>, шири-  
на відділення - не більше 4,5 м. Число фільтрів доочищення  
орієнтовано визначають по формулі

$$N = 0,5 \sqrt{F_{ф}} \quad / 3.39 /$$

Для попередження біологічного обростання засипку рекомен-  
дується обробляти хлорною водою з концентрацією хлору 100....  
200 мг/л не менше двох разів на рік. Тривалість контакту засип-  
ки з хлорною водою 24 г.

Ступінь очищення і швидкість фільтрування основних типів  
фільтрів приведені в табл. 3.15.

Для доочищення стічних вод при відповідному техніко-еконо-  
мічному обґрунтуванні застосовують мікрофільтри, фільтри з ру-  
хомою /пластмасовою/ засипкою, установки пінної флотації /для  
доочищення стічних вод від поверхнево-активних речовин/. Для  
доочищення стічних вод від трудноокислюваних домішок використо-  
вують коагуляційні і сорбційні установки.

Для доочищення стічних вод можна застосовувати озонаторні  
установки в сполученні з фільтрами. Стічна вода, оброблена озо-  
ном, стерильна /озонування дозволяє обеззаражувати воду/, не  
має запаху, кольоровості, мутності. Доочищення стічних вод від  
з'єднань азоту і фосфору відбувається реагентним методом. В  
якості реагентів використовують вапно, сірчаноокислий алюміній  
і сірчаноокисле залізо.

Для видалення із стічних вод з'єднань азоту застосовують  
нітріфікацію і денітріфікацію, а також фізико-хімічні методи.

Таблиця 3.15

Характеристики типів фільтрів, які застосовуються для очищення стічних вод

Тип фільтру	Ступінь очищення, %, при вихідній концентрації завислих речовин 15...20 мг/л		Швидкість фільтрування $V_{\phi}$ м/г
	По завислих речовинах	По БПК <sub>повн</sub>	
Зернисті з спадним потоком	70 - 80	50 - 60	5 - 7
Зернисті з висхідним потоком	70 - 85	50 - 65	7 - 8
Двошарові	70 - 80	60 - 70	7 - 8
Аеровані	80 - 90	75 - 80	7 - 8
Каркасно-засипні	80	70	10
Радіальні з засипкою горілею породами	75	60 - 70	26
З рухомою засипкою	50 - 55	30 /по БПК <sub>5</sub>	15

## ОСНОВНІ ПОЗНАЧЕННЯ І ОДИНИЦІ ВЕЛИЧИН

- $M$  - маса осаду,  $\text{кг/м}^3$ ;  
 $W$  - об'єм осаду,  $\text{м}^3$ ;  
 $P$  - вологість осаду, %;  
 $Q_1, Q_2$  - витрати стічних вод відповідно  $\text{кг/доб}$  і  $\text{кг/год}$ ;  
 $V_p$  - швидкість руху стічних вод,  $\text{м/с}$ ;  
 $C_n, C_b$  - концентрація стічних вод до і після очищення;  
 $D_{\text{макс}}, D_{\text{мін}}$  - максимальна і мінімальна доза активованого вугілля,  $\text{г/л}$ ;  
 $\gamma$  - насичена вага активованого вугілля,  $\text{г/м}^3$ ;  
 $a_{\text{макс}}, a_{\text{мін}}$  - максимальна і мінімальна ємність активованого вугілля,  $\text{мг/л}$ ;  
 $E_p^k, E_p^a$  - об'ємна робоча ємність відповідно катіоніта і аніоніта,  $\text{г·екв/м}^3$ ;  
 $V_k, V_a$  - об'єм відповідно катіоніта і аніоніта,  $\text{м}^3$ ;  
 $t$  - тривалість роботи установки,  $\text{год}$ ;  
 $Q_n$  - витрати повітря,  $\text{м}^3/\text{г}$ ;  
 $I_p$  - величина робочого струму,  $\text{А}$ ;  
 $f_a$  - загальна поверхня анодів,  $\text{м}^2$ ;  
 $L_a$  - анодна плотність струму,  $\text{А/м}^2$ ;  
 $q_e$  - питомі витрати електроенергії,  $\text{А·г/м}^3$ ;  
 $q_{\text{Al}}, q_{\text{H}}$  - питомі витрати відповідно алюмінію,  $\text{г/м}^3$  і водню,  $\text{л/м}^3$ ;  
 $F$  - загальна площа адсорберів,  $\text{м}^2$ ;  
 $f$  - площа одного адсорбера,  $\text{м}^2$ ;  
 $t_i$  - тривалість роботи адсорбційної установки,  $\text{г}$ ;  
 $F_k, F_a$  - площа відповідно катіонітових і аніонітових фільтрів,  $\text{м}^2$ ;  
 $t'$  - тривалість роботи фільтрів,  $\text{г}$ .

## РОЗДІЛ 4. ФІЗИКО-ХІМІЧНЕ ОЧИЩЕННЯ СТИЧНИХ ВОД

При механічному і неповному біологічному очищенні стічних вод у водні об'єкти скидається вода, вміщуюча ще значну кількість органічних забруднень. Даже при повному біологічному очищенні неможливо добитися необхідного ступеню вилучення із стічних вод деяких органічних і неорганічних домішок. В зв'язку з цим для деяких видів виробничих стічних вод доцільно застосовувати хімічні чи фізико-хімічні методи очищення, з допомогою яких у водах можна знизити до необхідного рівня вміст органічних забруднень, завислих речовин, біогенних з'єднань, нафтопродуктів, барвників, поверхнево-активних речовин, солей важких металів тощо.

При хімічному очищенні забруднення із стічних вод виділяються внаслідок реакцій між забрудненнями і введеними у воду реагентами, наприклад реакції, яка супроводжується утворенням з'єднань, випадаючих в осад, і реакції, яка супроводжується газовиділенням. Процесами хімічного очищення являються коагуляція, нейтралізація і хімічне окислення. Сюди ж відноситься і озонування, коли під дією озону окислюються органічні забруднення.

Найбільш поширені способи фізико-хімічного очищення стічних вод є: нейтралізація, сорбція, флотація, іонний обмін, електроліз.

Порівняно з традиційним біологічним очищенням різні схеми фізико-хімічного очищення мають ряд переваг:

1/ дозволяють знизити капітальні затрати в 1,5...2,0 рази внаслідок виключення із комплексу очисних споруд аеротенків, вторинних відстійників або значного скорочення їх об'ємів;

2/ забезпечують більш високий ступінь очищення від біологічно неокислюваних чи трудноокислюваних забруднень /нафтопродукти, солі важких металів, барвники тощо/;

3/ гарантують високу надійність очищення незалежно від температури і концентрації забруднень;

4/ знижують енерговитрати процесу очищення в 2,5...3,0 рази;

5/ в 2..3 рази скорочують площі земель для очисних споруд, що при визначених умовах може явитися основним доказом на користь фізико-хімічного очищення.

#### 4.1. Нейтралізація стічних вод

Нейтралізація - доведення рН кислих чи лужних стічних вод до значень, дозволяючих скидання їх в міську каналізацію, на біологічне очищення чи у водоймища / рН = 6,5...8,5/, а також з метою запобігання корозії трубопроводів, каналізаційних споруд і різного обладнання, через які проходять ці води.

Найбільш розповсюджений спосіб нейтралізації - додавання відповідних реагентів: вапна, соди, їдкого натрію, аміаку - при нейтралізації кислих стічних вод; сірчаної кислоти - при нейтралізації лужних вод.

Існує декілька способів нейтралізації виробничих стічних вод:

а/ безпосереднє змішування кислих стоків з лужними перед спусканням їх в каналізаційні мережі;

б/ використання активної лужності міських стічних вод чи водоймища;

в/ додавання реагенту в пропорціях, необхідних для нейтралізації;

г/ фільтрація забруднених вод через нейтралізуючі матеріали /вапно, доломіт, магнезит/.

Найбільш часто зустрічаються виробничі стічні води з підвищеною кислотністю. В складі цих вод можуть бути сильні кислоти /першої групи/, кальцієві солі, які добре розчиняються у воді / $HCl$ ,  $HNO_3$ /; сильні кислоти /другої групи/, кальцієві солі, які важко розчиняються у воді / $H_2SO_4$ ,  $H_2SO_3$ /, і слабкі кислоти / $CO_2$ ,  $CH_3COOH$  - оцетова/.

Нейтралізація сильних кислот першої групи супроводжується утворенням розчинних солів без осаду. Сильні кислоти другої групи утворюють велику кількість нерозчинних солей /наприклад, гіпс  $CaSO_4$  при нейтралізації сірчаної кислоти/, які випадають в осад. Крім того, вони відкладаються на поверхні нейтралізуючого матеріалу і гальмують процес реакції.

Нейтралізацію з додаванням реагенту проводять тоді, коли змішування стоків і використання активної лужності водоймища не дають бажаних результатів, тобто стічна вода залишається кислою.

На рис. 4.1 показана схема нейтралізації стічних вод дво-ступеневим введенням реагентів. При цьому в перше відділення камери нейтралізації подають основну дозу нейтралізуючого реагенту, а в другому відділенні здійснюють коректування рН.

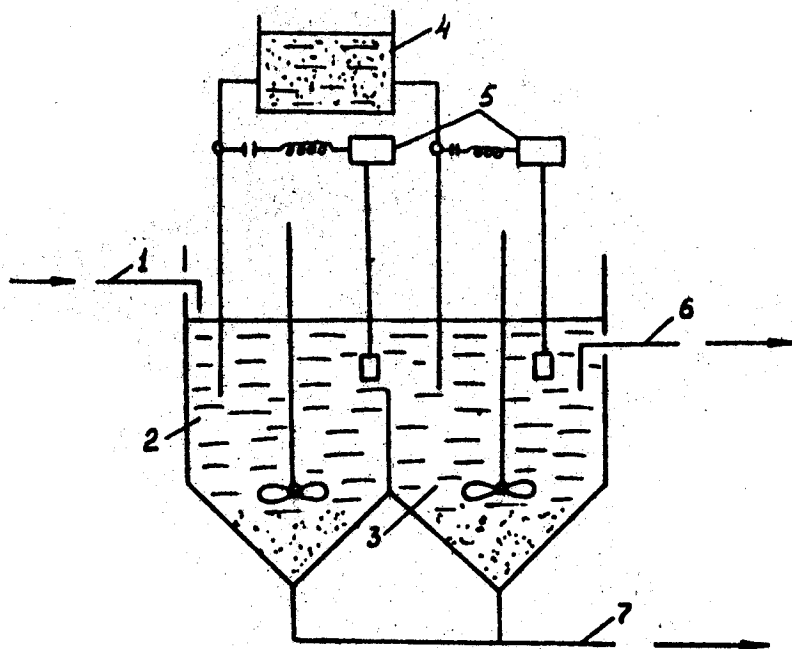


Рис. 4.1. Камера нейтралізації з двоступеневим введенням реагентів:

1 - подача в осередника; 2 - 3 - відділення камери нейтралізації; 4 - бак з розчином нейтралізуючого реагенту; 5 - рН - метри; 6 - подача на освітлення; 7 - видалення осаду.

Для видалення осаду необхідно передбачати відстійники з часом перебування в них стічних вод на протязі 2 г.

Кількість сухих речовин осаду  $M$ ,  $\text{кг/м}^3$ , які утворяться при нейтралізації  $1 \text{ м}^3$  стічних вод, утримуючих вільну сірчану кислоту і солі важких металів, необхідно визначати по формулі

$$M = \frac{100 - A}{A} (A_1 + A_2) + A_3 + (E_1 + E_2 - 2) / 4.1 /$$

- де .  $A$  - вміст активного  $\text{CaO}$  у використовуваному вапні, %;  
 $A_1$  - кількість активного  $\text{CaO}$ , необхідного для осадження металів,  $\text{кг/м}^3$ ;  
 $A_2$  - кількість активного  $\text{CaO}$ , необхідного для нейтралізації вільної сірчаної кислоти,  $\text{кг/м}^3$ ;



$A_3$  - кількість утворених гідроксидів металів, кг/м<sup>3</sup>,

$E_1$  - кількість сульфату кальція, утвореного при осаджуванні металів, кг/м<sup>3</sup>;

$E_2$  - кількість сульфату кальція, утвореного при нейтралізації вільної кислоти, кг/м<sup>3</sup>.

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

Об'єм осаду, утвореного при нейтралізації 1 м<sup>3</sup> стічної води  $W$ , %, визначається по формулі

$$W = \frac{10M}{100-P}, \quad / 4.2 /$$

де  $P$  - вологість осаду, %.

Дозу реагенту для оброблення стічних вод визначають з урахування повної нейтралізації утримуваних в них кислот чи лугів і приймають на 10% більше розрахункової - табл. 4.1.

Таблиця 4.1

Витрати реагентів для нейтралізації кислот і лугів

Л у г и	К и с л о т а			
	сірчана	соляна	азотна	оцтова
Негашене вапно	<u>0,56</u>	<u>0,77</u>	<u>0,46</u>	<u>0,47</u>
	1,79	1,3	2,2	2,15
Гашене вапно	<u>0,76</u>	<u>1,01</u>	<u>0,59</u>	<u>0,62</u>
	1,32	0,99	1,7	1,62
Кальцинована сода	<u>1,08</u>	<u>1,45</u>	<u>0,84</u>	<u>0,88</u>
	0,93	0,69	1,19	1,14
Каустична сода	<u>0,82</u>	<u>1,1</u>	<u>0,64</u>	<u>0,67</u>
	1,22	0,91	1,57	1,5
Аміак	<u>0,35</u>	<u>0,47</u>	<u>0,27</u>	-
	2,88	2,12	3,71	-

Примітка. Над рискою дана кількість лугів, г на 1 г кислоти, під рискою - кількість кислоти, г на 1 г лугів.

Доза реагентів, необхідних для видалення металів із стічних вод, приведена в табл. 4.2.

Таблиця 4.2

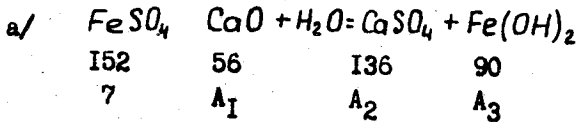
Витрати реагентів, необхідних для видалення металів

Метал	Витрати реагентів, г/г			
	CaO	Ca(OH) <sub>2</sub>	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	NaOH
Ц и н к	0,85	1,13	1,6	1,22
Нікель	0,95	1,29	1,8	1,36
М і д ь	0,88	1,16	1,66	1,26
Залізо	1	1,32	1,9	1,43
Свинець	0,27	0,36	0,51	0,38

Приклад 4.1. Розрахувати кількість осаду, утвореного при нейтралізації кислих стічних вод при наступних даних: витрати нейтралізуємої стічної води  $Q_{\partial} = 120 \text{ м}^3/\text{доб}$ ; у воді знаходяться  $7 \text{ г/л FeSO}_4$  і  $10,3 \text{ г/л H}_2\text{SO}_4$ ; для нейтралізації застосовується вапно, яке вміщує 50% активного CaO.

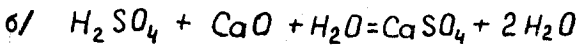
## Р і ш е н н я

1. Кількість сухих речовин в осаді знаходимо по формулі /4.1/. Запишемо рівняння реакцій нейтралізації:



$$A_1 = 7 \cdot 56/152 = 2,6 \text{ г/л} \quad A_2 = 7 \cdot 136/152 = 6,2 \text{ г/л}$$

$$A_3 = 7 \cdot 90/152 = 4,1 \text{ г/л}$$



$$\begin{array}{ccc} 98 & 56 & 136 \\ 10,3 & E_1 & E_2 \end{array}$$

$$E_1 = 10,3 \cdot 56/98 = 5,9 \text{ г/л}; \quad E_2 = 10,3 \cdot 136/98 = 14,3 \text{ г/л}$$

$$\begin{aligned} M &= \frac{100 - A}{A} (A_1 + A_2) + A_3 + (E_1 + E_2 - 2) = \\ &= \frac{100 - 50}{50} / 2,6 + 6,2/ + 4,1 + / 5,9 + 14,3 - 2/ = \\ &= 31,1 \text{ г/м}^3. \end{aligned}$$

2. Визначаємо об'єм осаду, утвореного при нейтралізації 1 м<sup>3</sup> стічної води при вологості його  $P = 90\%$

$$W = 10 M / (100 - P) = 10 \cdot 31,1 / (100 - 90) = 31,1\%$$

3. Загальна кількість осаду за добу

$$W_a = M \cdot Q_a / 1000 = 31,1 \cdot 120 / 1000 = 3,7 \text{ т/доб.}$$

Прийmemo до уваги, що вологість осаду завжди повинна бути меншою чи рівною 100% мінус кількість сухої речовини. Якщо, наприклад, кількість сухої речовини  $M = 31,1 \text{ кг/м}^3$ , то вологість осаду не може бути більше 96,9%, а завжди рівна чи менша цієї величини.

## 4.2. Коагулювання

Коагулювання полягає в тому, що до стічної води добавляють реагент /коагулянт/, сприятливий для швидкого виділення із неї дрібних завислих та колоїдних речовин, які при простому відстоєванні або фільтрації не осідають.

Слід зазначити, що в технічній літературі колоїдні речовини /загальна назва системи/ часто називають емульгованими. Це не зовсім точно. Емульговані - це виготовлені штучно або внаслідок технологічного процесу системи стійких і високодисперсних емульсій. Емульсія є дисперсною системою, яка складається з двох нерозчинних одна в одній рідин, тобто одна з них розміщується в іншій.

Колоїдні системи - це дисперсні системи, проміжні між істинними розчинами і грубодисперсними системами, до яких належать стічні води. В них містяться завислі речовини, які близькі до грубодисперсних систем, а також знаходяться емульсії.

Реагент добавляють звичайно перед подачею води у відстійники. Використовують такі реагенти: вапно, сульфат алюмінію, алюмінат натрію, сульфат заліза, хлорид заліза; деколи добавляють суміш цих реагентів. Вид застосовуваного реагенту і його доза залежать від складу оброблюваної води, необхідного ступеню очищення від забруднень та інших факторів. Для стічних вод деяких промислових підприємств і міських стічних вод рекомендується застосовувати реагенти, приведені в табл. 4.3.

При введенні в стічну воду мінеральних коагулянтів /солей алюмінія і заліза/ внаслідок реакції гідролізу утворюються малорозчинні у воді гідроксиди заліза і алюмінія, які сорбують на

Види і дози реагентів для коагулювання стічних вод

Таблиця 4.3

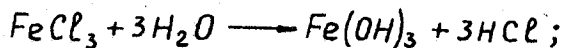
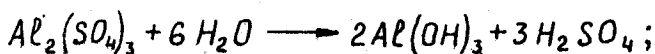
Стічні води	Забруднючі речовини	Концентрація забруднючих речовин,	Реагенти	Доза реагенту, мг/л				
				вал-но	солі алюмінія	солі заліза	аргонного флокулянта по активному лімеру	катіонного флокулянта по активному лімеру
1	2	3	4	5	6	7	8	9
Міські і побутові	БПК <sub>повн</sub>	До 300	Сої алюмінія разом з аніонним флокулянтом чи без нього	-	30 - 40**	-	0,5 - 1,0	-
			Сої заліза разом з аніонним флокулянтом чи без нього, катіонний флокулянт	-	40 - 50**	-	-	-
Завислі речовини	До 350		Сої заліза разом з аніонним флокулянтом чи без нього, катіонний флокулянт	-	-	40 - 50**	0,5 - 1,0	-
			Сої алюмінія чи заліза разом з аніонним флокулянтом чи без нього, Катіонний флокулянт.	-	-	100 - 150***	0,5 - 1,0	10 - 20
Машинобудівних заводів	Масла	До 600	Сої алюмінія чи заліза разом з аніонним флокулянтом чи без нього, Катіонний флокулянт.	-	50 - 300	50 - 300	0,5 - 2	3 - 20
Харчово-промисло-	Емульсії маслів і	100	Сої алюмінія чи заліза	-	150	150	-	-
		300	Сої заліза	-	300	300	0,5 - 2	-

продовження таблиці 4.3

I	2	3	4	5	6	7	8	9
вості	жирів	500 1000	разом з аніонним флокулянтом чи без нього	-	500	500	0,5 - 3	-
Нафтопере-робних заводів, баз	Нафто-продукти	До 100 100 - 200 200 - 300	Солі алюмінія разом з аніонним флокулянтом чи без нього. Катіонні флокулянти.	-	50-75 75-100 100-150	-	0,5 1,0 1,5	2,5 - 5 5 - 10 10 - 15

Примітка. Дози реагентів приведені по товарному продукту, флокулянтів - по активному полімеру, за виключенням: \* - по  $Al_2O_3$ ; \*\* - по  $FeSO_4$ ; \*\*\* - по  $FeCl_3$ .

розвинутій пластівчастій поверхні завислі дрібнодисперсні і колоїдні речовини і при сприятливих гідродинамічних умовах осідають на дно відстійника, утворюючи осад:



Коагуляційний метод очищення застосовують при невеликих витратах стічних вод, при наявності дешевих коагулянтів, необхідності знебарвлення стоків і неповного їх очищення.

Для інтенсифікації процесів коагулювання і осадження утворюваних пластівців широко використовують органічні природні і синтетичні реагенти - високомолекулярні речовини, які називаються флокулянтами. Їх застосовують самостійно і в сполученні з мінеральними коагулянтами. Найбільш розповсюджений катіонно-аніонний флокулянт - поліакриламід /ПАА/.

На рис. 4.2 показана принципова схема установки очищення відпрацьованих водних мастильно-охолоджуючих рідин /МОР/ методом коагуляції.

Відпрацьована мастильно-охолоджуюча рідина поступає в прийомну ємність I, в якій на протязі декількох годин відстоюється. Випливше масло зливається в ємність IO, осілий шлам - в збірник II. Емульсія насосом 2 подається в змішувач 3, в якому МОР обробляється сірчаною кислотою, поступаючою з бака 4, до необхідної величини рН. З відцентрового сепаратора 9 відділена органічна фаза направляється в ємність IO, а частково очищена емульсія - в реактор 8. В реакторі рідина обробляється коагулянтом, дозованим з бака 6 і перемішується під дією барботованого струменя повітря. Потім розчин відстоюється. Органічна частина поступає у відстійник 7, а воднева фаза після нейтралізації вапняним молоком /до рН 7...8/, дозованим з бака 5, поступає на повторне використання, чи скидається в каналізацію.

У відстійнику 7 здійснюється часткова регенерація коагулянта шляхом оброблення органічної фази сірчаною кислотою з бака 4. Органічна частина зливається в ємність IO, а розчин коагулянта відкачується в бак 6. З ємності IO органічна маса направляється на утилізацію.

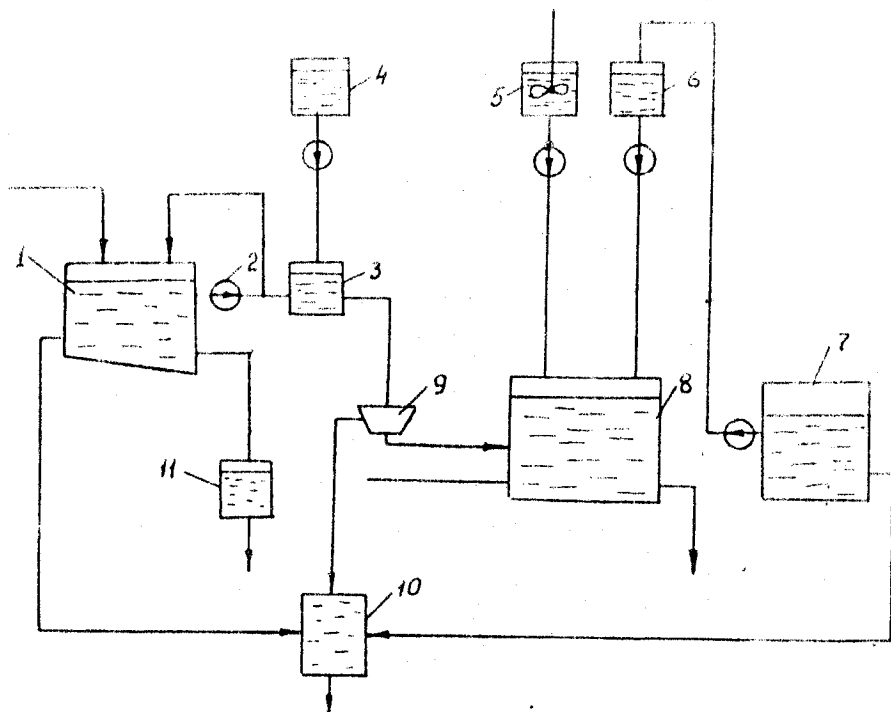


Рис. 4.2. Принципова схема установки очищення відрацьонованих водних мастильно-охолоджуючих рідин методом коагуляції: I - приймальна ємність; 2 - насос; 3 - змішувач; 4 - бак з сірчаною кислотою; 5 - бак для вапняного молока; 6 - бак для коагулянта; 7 - відстійник; 8 - реактор; 9 - відцентровий сепаратор; 10 - збірник масла; II - збірник шламу.

#### 4.3. Сорбційне очищення стічних вод

Сорбція - це процес поглинання твердим тілом чи рідиною речовини з навколишнього середовища. Поглинаюче тіло називають сорбентом, а поглинута ним речовина - сорбатом. Розрізняють поглинання речовин всією масою рідкого сорбента /абсорбція/, поверхневим шаром твердого чи рідкого сорбента /адсорбція/, або ж вступання в хімічну взаємодію з нею /хемосорбція/.

Для очищення виробничих стічних вод частіше всього використовують адсорбцію. Для цього до очищуваної стічної рідини додають сорбент /тверде тіло/ в роздробленому вигляді і змішують з стічною водою. Потім сорбент, насичений забрудненнями, відділяють від води відстоюванням чи фільтруванням. Частіше

очищувану воду пропускають через фільтр, завантажений сорбентом.

В якості сорбентів застосовують різні штучні і природні пористі матеріали: золу, коксовий дріб'язок, торф, силікогелі, алюмогелі, активні глини тощо. Найбільш ефективним сорбентом являється активоване вугілля. Основними показниками сорбентів являються: пористість, структура пор, хімічний склад. Пористість активованого вугілля складає 60...70%, а питома площа поверхні - 400 ..900 м<sup>2</sup>/г. Активність сорбенту характеризується кількістю поглинаючої речовини на одиницю об'єму чи маси сорбента /кг/м<sup>3</sup>, кг/кг/.

Найбільш простою спорудою являється насипний фільтр, у вигляді колони з нерухомим шаром сорбенту, через який фільтрується оброблювана стічна вода. Швидкість фільтрації залежить від концентрації розчинних у стічній воді речовин і коливається від 1...2 до 5...6 м/г; крупність зерен сорбенту складає від 1,5...2 до 4...5 мм. Найбільш раціональне направлення фільтрування рідини - знизу вверх, тому що в цьому разі спостерігається рівномірне заповнення всього перерізу колони і відносно легко витискаються бульбашки повітря і газів, які попадають в шар сорбенту разом із стічною водою.

Прикладом ефективного застосування сорбції може бути процес видалення із стічних вод нітропродуктів активованим вугіллям. Установка /рис. 4.3/ складається з двох адсорбційних колон, працюючих поперемінно.

Активне вугілля марки КАД завантажене на підстилавчий шар з коксу, покладеного на дерев'яну решітку. Зверху вугілля теж покрите шаром коксу і закрито дерев'яною решіткою. Висота шару вугілля біля 5 м. Стічні води поступають в напірний бак і через регулятор потоку - в нижню частину однієї із колон.

Початкова концентрація нітропродуктів в стічних водах 100...400 мг/л після адсорбційної колони знижується до 2...4 мг/л. Згодом концентрація на виході поступово збільшується і при досягненні 20 мг/л колону зупиняють на регенерацію. Регенерацію вугілля проводять розчинниками з відгонкою слідів розчинника різким паром. Відрацьований розчинник /екстракт/ направляють на перегонку. Регенований розчинник повертають в цикл очищення, а нітропродукти, що дуже цінно, знову використовують в основному технологічному процесі.

Розрахунок розмірів адсорберів починають з визначення загальної площі адсорбційної установки  $F$ , м<sup>2</sup>, по формулі



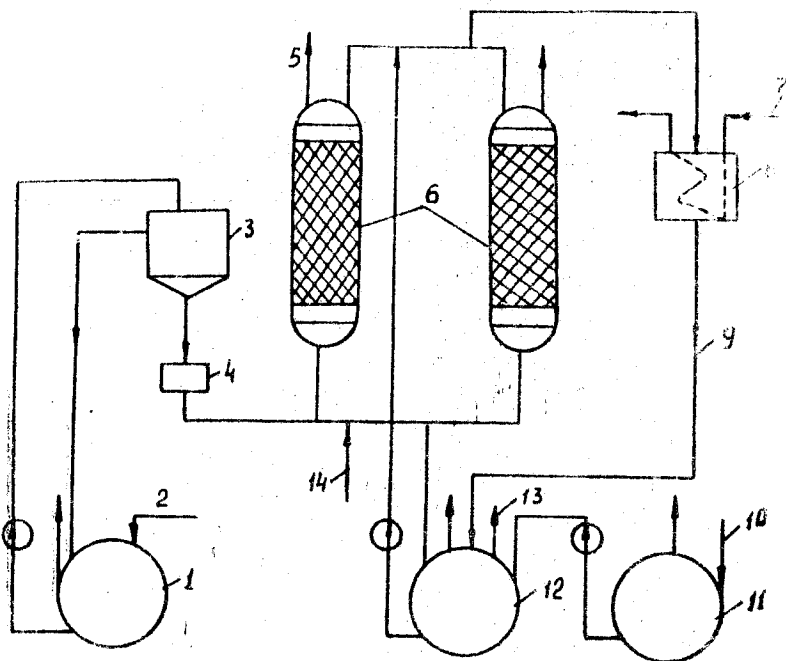


Рис. 4.3. Схема установки для сорбції з води нітроспро-  
дуктів активованим вугіллям:

I - збірник стічних вод; 2 - подача стічної води; 3 - напірна  
ємність; 4 - регулятор швидкості напору; 5 - очищена вода;  
6 - колона; 7 - подача охолоджувачої води; 8 - конденсатор;  
9 - конденсат; 10 - розчинник; II - збірник розчинника;  
12 - збірник екстракту; 13 - екстракт на ректифікацію; 14 - рі-  
пий пар.

$$\Gamma = \frac{Q_2}{V},$$

/ 4.3

де  $Q_2$  - середньогодинні витрати стічних вод, м<sup>3</sup>/г;  
 $V$  - швидкість потоку, приймається не більше 12 м/г.

Потім, після вибору конструкції і площі поперечного ве-  
рерізу одного адсорбера, розраховують мінімально необхідне  
ло паралельно працюючих адсорберів.

$$N = \frac{H_3}{H_1}, \quad / 4.4 /$$

де  $H_3$  - висота сорбційної засипки одного фільтра, м;  
 $H_n$  - загальна висота сорбційного шару, м, яка знаходиться по формулі

$$H_n = H_1 + H_2 + H_3, \quad / 4.5 /$$

тут  $H_1$  - висота сорбційного шару, м, в якому за період  $t$  адсорбційна ємність сорбенту вичерпається до ступеню  $K$ , розраховуваного по формулі

$$H_1 = \frac{D_{\min} \cdot t}{F \cdot \gamma}, \quad / 4.6 /$$

де  $\gamma$  - насипна вага активованого вугілля, г/м<sup>3</sup>; приймається по довідкових даних;

$D_{\min}$  - мінімальна доза активованого вугілля, г/м, вивантажуваного з адсорберу при коефіцієнті вичерпання ємності  $K_c$ , розраховувана по формулі

$$D_{\min} = \frac{C_n - C_v}{K_c \cdot a_{\max}}, \quad / 4.7 /$$

тут  $C_n, C_v$  - концентрація сорбованої речовини до і після очищення, мг/л;

$K_c$  - приймається рівним 0,6...0,8;

$a_{\max}$  - максимальна сорбційна ємність активованого вугілля, мг/л, яка визначається експериментально; при великих концентраціях стічних вод користуються ізотермою Фрейндліха

$$a_{\max} = f C_n^{1/n}; \quad a_{\min} = f C_v^{1/n}, \quad / 4.8 /$$

$H_2$  - висота засипки сорбційного шару, забезпечуюча роботу установки до концентрації  $C_v$  на протязі часу  $t$ ; приймається по умовах експлуатації і знаходиться по формулі

$$H_2 = \frac{D_{\max} t}{F \cdot \gamma}, \quad / 4.9 /$$

де  $D_{\max}$  - максимальна доза активованого вугілля, г/л, яка

знаходиться по формулі

$$D_{\max} = \frac{C_n - C_b}{a_{\min}} \quad / \quad 4.10 /$$

- тут  $a_{\min}$  - мінімальна сорбційна ємність активованого вугілля, мг/л /див. формулу 4.9/;  
 $H_3$  - резервний шар сорбенту, розрахований на тривалість роботи установки на протязі часу перевантаження чи регенерації шару сорбента висотою  $H_1$ , м.

Приклад 4.2. Розрахувати адсорбційну установку з щільним шаром гранульованого активованого вугілля для очищення багатокомпонентної води.

Дано: продуктивність  $Q_d = 10000 \text{ м}^3/\text{доб}$  чи  $Q_2 = 417 \text{ м}^3/\text{г}$ ; початкова величина ХПК  $C_n = 625 \text{ мг/л}$ ; кінцева величина ХПК  $C_b = 50 \text{ мг/л}$ ; ізотерма адсорбції відповідає рівнянню Фрейндліха:  $a_{\max} = 253 C_n^{1/2}$ ;  $C$  в мг/л;  $a_{\min} = 253 C_b^{1/2}$ ; лінійна швидкість відносно стін адсорбера  $V = 10 \text{ м/г}$ ; орієнтована тривалість роботи установки до проскакування  $t_{op} = 24 \text{ г}$ ; вугілля АГ-3, його уявна густина  $\gamma_u = 0,90$ , насинна -  $\gamma_n = 0,4$ ; висота шару вугілля в одному адсорбері  $H_a = 2,5 \text{ м}$ ; задана ступінь вичерпання ємності сорбенту  $K_c = 0,7$ ; діаметр адсорбера  $D = 3,5 \text{ м}$ .

### Р і ш е н н я

1. Знаходимо максимальну і мінімальну сорбційні ємності

$$a_{\max} = 253 \cdot C_n^{1/2} = 253 \cdot 0,625^{1/2} = 200 \text{ мг/л};$$

$$a_{\min} = 253 \cdot C_b^{1/2} = 253 \cdot 0,05^{1/2} = 56,6 \text{ мг/л}.$$

2. Розраховуємо загальну площу одночасно і паралельно працюючих ліній адсорберів,  $\text{м}^2$

$$F = \frac{Q_d}{t_{op} \cdot V} = \frac{10000}{24 \cdot 10} = 41,7 \text{ м}^2$$

3. Кількість паралельно і одночасно працюючих ліній адсорберів при  $D = 3,5 \text{ м}$

$$N = \frac{F}{f} = \frac{4 \cdot F}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 41,7}{3,14 \cdot 3,5^2} = 4,3$$

Приймаємо до роботи 4 паралельно і одночасно працюючих ліній адсорберів при швидкості фільтрування 11 м/г.

4. Знаходимо максимальну дозу активованого вугілля

$$D_{\text{макс}} = \frac{C_n - C_b}{a_{\text{мін}}} = \frac{625 - 50}{253 \cdot /0,05/^{1/2}} = 10,2 \text{ г/л.}$$

5. Доза активованого вугілля, вивантажуваного з адсорбера

$$D_b = \frac{C_n - C_b}{K_c \cdot a_{\text{макс}}} = \frac{625 - 50}{0,7 \cdot 200} = 4,1 \text{ г/л}$$

6. Орієнтована висота засипки, забезпечуюча очищення

$$H_{\text{ор}} = \frac{D_{\text{макс}} \cdot Q_2 \cdot t_{\text{ор}}}{F \cdot \gamma_n} = \frac{10,2 \cdot 417 \cdot 24}{41,7 \cdot 450} = 5,44 \text{ м}$$

7. Орієнтована висота засипки, вивантажуваної з адсорбера

$$H'_{\text{ор}} = \frac{D_b \cdot Q_2 \cdot t_{\text{ор}}}{F \cdot \gamma_n} = \frac{4,1 \cdot 417 \cdot 24}{41,7 \cdot 450} = 2,2 \text{ м}$$

Висота шару відпрацьованого адсорбенту, вивантажуваного з адсорбера, приймається рівною засипці одного адсорбера

$$H_1 = 2,5 \text{ м, резервна висота } H_3 = 2,5 \text{ м, } H_2 = 5 \text{ м.}$$

8. Загальна висота засипки адсорбенту в адсорбційній установці приймається з врахуванням установлення одного резервного адсорбера.

$$H = H_1 + H_2 + H_3 = 2,5 + 5 + 2,5 = 10 \text{ м}$$

9. Загальна кількість послідовно установлених в одній лінії адсорберів

$$N = H/H_1 = 10/2,5 = 4 \text{ шт.}$$

10. Тривалість роботи адсорбційної установки до проскакування /при одному резервному адсорбері/

$$t_1 = \left[ 2 C_b (H_3 + H_2) \varepsilon (a_{\text{макс}} + C_n) \right] / \sqrt{C_n} \quad / 4.11 /$$

при різному завантаженні /неоднаковість густини/ вугілля

$$\text{де } \varepsilon = 1 - \gamma_n / \gamma_g = 1 - 0,45 / 0,9 = 0,5$$

$$t_1 = \left[ 2 \cdot 0,05 / 2,5 + 5 / \cdot 0,5 / 200 + 0,625 \right] / 11 \cdot /0,625/^{1/2} =$$

$$= 17,5 \text{ г} \quad / 4.12 /$$

II. Тривалість роботи одного адсорбера до вичерпання ємності

$$t_2 = 2C_n \cdot K_c \cdot H_1 \cdot \varepsilon (\alpha_{\text{макс}} + C_n) /$$

$$= [2 \cdot 0,625 \cdot 0,7 \cdot 2,5 \cdot 0,5/200 + 0,625] / 11 \cdot 0,625 /$$

$$= 51 \text{ г} \quad / 4.13 /$$

Таким чином, необхідний ступінь очищення може бути забезпечений при безперервній роботі 4 паралельних ліній адсорберів, в кожній з яких по 4 послідовно встановлених адсорберів, з яких один резервний знаходиться в режимі перевантаження. Кожний адсорбер при цьому працює на протязі 51 г, відключення одного адсорбера в послідовній лінії на перезавантаження відбувається через 17 г.

12. Виконаємо розрахунок об'єму засипки одного адсорбера

$$V_a = f_a \cdot H_a = \frac{\pi D^2}{4} H_a = 3,14 \cdot 3,5^2 \cdot 2,5/4 = 24 \text{ м}^3$$

$$/ 4.14 /$$

і сухої маси вугілля в одному адсорбері

$$M = W \cdot \gamma_H = 24 \cdot 0,45 = 11 \text{ т} \quad / 4.15 /$$

13. При перезавантажуванні  $N = 4$  адсорберів через кожні 17 г /по одному з кожної лінії/ затрати вугілля складуть

$$z = \frac{M \cdot N}{3 \cdot 17} = \frac{11 \cdot 4}{3 \cdot 17} = 0,86 \text{ т/г} \quad / 4.16 /$$

що відповідає дозі вугілля

$$D = z/q_2 = 0,86 \cdot 1000/417 = 2,06 \text{ кг/м}^3 \quad / 4.17 /$$

#### 4.4. Іонообмінне очищення стічних вод

Іонний обмін - це процес обміну між іонами, які знаходяться в розчині, і іонами, присутніми на поверхні твердої фази - іоніта.

Іоніти - це тверді, практично нерозчинні, набухаючі природні або синтетичні органічні і неорганічні продукти, які здібні до іонного обміну при контакті з розчинами електролітів.

Розділяються на катіоніти, аніоніти і амфоліти - відповідно обмінюють свої катіони, аніони або ті і інші одночасно. Аніони мають негативний заряд, катіони - позитивний. Іонообмінні смоли найбільш поширена група органічних іонітів. До них відносяться сітчаті полімери, в яких є іонні групи, наприклад -  $SO_3H$ , - $COOH$ , - $NH_2$ . Неорганічні іоніти: цеоліти, сілікагель.

Іонообмінні установки застосовують для видалення із стічних вод фенолу, формальдегіду та інших органічних речовин, цинку, міді, нікелю, хрому.

Використовують для очищення стічних вод наступні види іонітів:

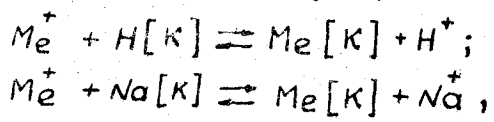
сильнокислотні катіоніти, вміщуючі сульфогрупи  $SO_3H$ , і сильноосновні аніоніти, вміщуючі четвертинні амонієві основи;

слабокислотні катіоніти, вміщуючі карбоксильні  $COOH$  і фенольні групи, дисоціюючі при  $pH > 7$ , а також слабоосновні аніоніти, вміщуючі первинні  $NH_2$  і вторинні  $NH$  аміногрупи, дисоціюючі при  $pH < 7$ ;

іоніти змішаного типу, виявляючі властивості суміші сильної і слабої кислот чи основ.

Важливою властивістю іонітів являється їх поглинаюча здатність, так звана обмінна ємність. Повна ємність іоніта - це кількість грам-еквівалентів іонів, які знаходяться у воді і можуть поглинути  $1 м^3$  іоніта до повного насичення. Робоча ємність іоніта - це кількість грам-еквівалентів іонів, які знаходяться у воді і можуть поглинути  $1 м^3$  іоніта у фільтрі при обробленні води до початку проскакування у фільтрат поглинаючих іонів.

Якщо катіоніти знаходяться в  $H$ -формі або  $Na$ -формі, обмін катіонів буде проходити по реакціях:

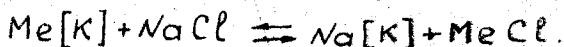


де  $[K]$  - складний комплекс катіоніта;

$Me^+$  - катіон, який знаходиться у стічній воді.

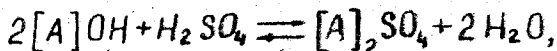
Сильнокислотні катіоніти дозволяють здійснювати процес іонного обміну при любых значеннях  $pH$ , а слабокислотні - при  $pH \geq 7$ .

Регенерацію катіонітів проводять промиванням кислотою /при  $H$ -катіоніті/ чи розчином хлорного натрію /при  $Na$ -катіоніті/:



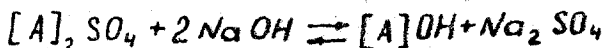
Оскільки в оброблюваних стічних водах, як правило, зміщується декілька катіонів, то більше значення має селективність поглинання катіонів.

Слабоосновні аніоніти обмінюють аніони сильних кислот



де  $[A]$  - складний органічний комплекс аніоніту.

Регенерація слабоосновних аніонітів досягається фільтруванням через шар відпрацьованого аніоніту 2..4%-них водних розчинів  $NaOH$ ,  $NaCO_3$  чи  $NH_4OH$ :



Процеси іонообмінного очищення стічних вод здійснюються у фільтрах періодичної чи безперервної дії.

Стічні води, які подаються на установку, не повинні вміщувати: солей - більше 3000 мг/л; завислих речовин - більше 8 мг/л; ХПК не повинна перевищувати 8 мг/л. При більшому вмісті в стічній воді завислих речовин і більшій ХПК необхідно передбачати II попереднє очищення.

Об'єм катіоніту  $V_K$ , м<sup>3</sup>, в воднево-катіонних фільтрах визначається по формулі

$$V_K = \frac{t \cdot Q_2 (\sum C_n^K - \sum C_8^K)}{n \cdot E_p^K}, \quad / 4.18/$$

де  $Q_2$  - витрати оброблюваної води, м<sup>3</sup>/г;

$\sum C_n^K$  - сумарна концентрація катіонів в оброблюваній воді, г · екв/м<sup>3</sup>;

$\sum C_8^K$  - допустима сумарна концентрація катіонів в очищеній воді, г · екв/м<sup>3</sup>;

$n$  - число регенерацій кожного фільтра за добу - вибирається залежно від місцевих умов але не більше 2/;

$t$  - тривалість роботи установки за добу, г;

$E_p^K$  - робоча обмінна ємність катіоніта, г · екв/м<sup>3</sup>;

$$E_p^K = \alpha_K \cdot E_n^K - \kappa_K q_K \sum C^K, \quad / 4.19/$$

тут  $\alpha_k, \alpha_a$  - коефіцієнт ефективності відповідно для катіонітних і аніонітних фільтрів; для катіонових приймається при питомих витратах г/г·екв поглинених катіонів, 50; 100; 150; 200 відповідно  $\alpha_k = 0,68; 0,85; 0,91; 0,93$ ; для аніонітних  $\alpha_a = 0,8 \dots 0,9$ ;

$E_n^k$  - повна обмінна ємність катіоніту, визначається по паспортних даних;

$q_k$  - питомі витрати води на відмивання катіоніту після регенерації, м<sup>3</sup> на 1 м<sup>3</sup> катіоніту /рівний 3...4/;

$K_L$  - коефіцієнт, враховуючий тип іоніту, для катіоніта приймається рівним 0,5; для аніонітів - 0,8;

$\Sigma C^k$  - сумарна концентрація катіонів у відмивній воді.

Для визначення об'єму фільтрів можна використати другу формулу

$$V_k = K_{CH} Q_2 \Sigma C^k / \rho E_p^k, \quad / 4.19a /$$

де  $K_{CH} = 1, 1, \dots, 1,35$  коефіцієнт для урахування витрат води на власні потреби установки;

$\Sigma C^k$  - сумарна кількість катіонів /аніонів/, береться з аналізу стічних вод.

Обидві формули справедливі для катіонітних і аніонітних фільтрів.

Площа катіонних фільтрів  $F_k$ , м<sup>2</sup>, знаходиться по формулах:

$$F_k = \frac{V_k}{H_k}; \quad / 4.20 /$$

$$F_k = \frac{Q_2}{V}, \quad / 4.21 /$$

де  $H_k$  - висота шару катіоніта у фільтрі; для іонообмінних фільтрів  $H_k = 2, \dots, 3$  м;

$Q_2$  - витрати води, м<sup>3</sup>/г;

$V$  - швидкість фільтрування, м/г.

Швидкість фільтрування води для напірних фільтрів першого ступеня не повинна перевищувати при загальному солеміщенні води:

до 5 мг ·екв/л	-	20 м/г
5...15	-	15 м/г
15...20	-	10 м/г



більше 20 мг · екв/л - 8 м/г.

Необхідно приймати не менше двох робочих і одного резервного катіонних фільтрів першого ступеню.

Об'єм аніоніта  $V_a$ , м<sup>3</sup>, в аніонітових фільтрах знаходиться по формулі

$$V_a = \frac{t \cdot Q_2 (\sum C_n^a - \sum C_{\text{в}}^a)}{n \cdot E_p^a}, \quad / 4.22 /$$

де  $\sum C_n^a$  - сумарна концентрація аніонів в оброблюваній воді, мг · екв/л;

$\sum C_{\text{в}}^a$  - допустима сумарна концентрація аніонів в очищеній воді, мг · екв/л;

$E_p^a$  - робоча обмінна ємність аніоніту, мг · екв/л;

$$E_p^a = \alpha_a \cdot E_n^a - \kappa_i q_a \sum C^a, \quad / 4.23 /$$

де  $\alpha$  - коефіцієнт ефективності регенерації аніоніту, приймається для слабоосновних аніонітів рівним 0,9;

$E_n^a$  - повна обмінна ємність аніоніту;

$q_a$  - питомі витрати води на відмивання аніоніту після регенерації смоли, приймається рівним 3...4 м<sup>3</sup> на 1 м<sup>3</sup> смоли;

$\kappa_i$  - коефіцієнт, враховуючий тип іоніту; для аніоніта приймається рівним 0,8;

$\sum C^a$  - сумарна концентрація аніонів у відмивній воді, мг · екв/м<sup>3</sup>.

Площу фільтрування  $F_a$ , м<sup>2</sup>, аніонітсвих фільтрів знаходимо по формулі /4.2/, а перевіряємо згідно формули

$$F_a = \frac{t \cdot Q_2}{n \cdot t' \cdot V} = \frac{t \cdot Q_2}{24 \cdot n \cdot t' \cdot V}, \quad / 4.24 /$$

де  $Q_2$  - витрати оброблюваної води, м<sup>3</sup>/г;

$n$  - число регенерацій аніонітових фільтрів на добу приймається не більше двох;

$V$  - швидкість фільтрування води, приймається в мсах 8...20 м/г;

$t'$  - тривалість роботи кожного фільтра, г, між регенераціями

$$t' = \frac{24}{n} - (t_1 + t_2 + t_3), \quad / 4.25 /$$

## Основні параметри катіонів ГОСТ 20298-74\*

Марка катіоніта	Розмір гранул іоніта, мм	Вміст рого-чужої фракції, %	Вміст вологи, %	Насипна щільність вогняного іоніта, г/м <sup>3</sup>	Литомий об'єм набухлого іоніта, м <sup>3</sup> /г	Середня робоча об'ємна щільність, г·екв/м <sup>3</sup>		Повна об'ємна щільність з міцних умов, г·екв/м <sup>3</sup>	Допустима температура води при очищенні, °С
						при Н катіонуванні	при М катіонуванні		
СК - I	0,3 - 0,6	-	-	0,65	-	250	400	-	60
	0,5 - 1,1	-	-	0,65	-	200	350	-	60
КУ - I	0,4 - 2	92,2	40 - 50	0,63-0,75	2,9 - 3,2	300	300	550	80
	0,315-1,25	93	40 - 60	0,72-0,8	2,9	600	800	1850	120
КУ - 2-20	0,315-1,25	92	30 - 40	0,6	2	-	-	1300	-
	0,315-1,25	96	50 - 70	0,72	4,3	400	-	1100	120
КВ - 4	0,315-1,5	90	35 - 65	0,55-0,72	3	-	-	2000	120
	0,315-1,5	96	60 - 75	0,7 - 0,8	2,8	-	-	2500	150
КВ - 4-10I	0,315-1,5	96	55 - 70	-	3,3	-	-	1800	-

Сульфону-

гілля

Таблиця 4.5

## Основні параметри аніонітів /ГОСТ 20301-74\*/

Марка	Фракційний склад набухлого аніоніту, мм	Вміст фракції, % менше	Вміст вологи, %	Насипна густина товарно-го тону, т/м <sup>3</sup>	Літійовий об'єм набухлого тону, м <sup>3</sup> /т	Повна обмінна ємність, г екав./тону				Об'ємна ємність в динамічних умовах, л екав./м <sup>3</sup>	Допустима температура, °С
						По СЕ	По SO <sub>4</sub>	По SiO <sub>2</sub>	По SO <sub>3</sub>		
I	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
АН - 20Н	0,4 - 4,2	92	2 - 10	0,65 - 0,68	3,2	500	700	-	1700 - 1750	40	40
АН - 18 - 8	0,4 - 1,25	92	30 - 50	0,68	2,5	850	1000	-	650	70	70
АН - 18П	0,355 - 1,5	92	30 - 60	-	3,5	1100	-	-	-	70	70
АН - 22	0,315 - 1,25	90	30 - 50	0,79	2,3 ± 0,5	1800	-	-	1000	100	100
АН - 31	0,4 - 1,2	92	2 - 10	0,7 - 0,8	3,2	1500	-	-	1250	100	100
АН - 22I	0,315 - 1,25	90	40 - 60	0,83	3,9	1200	-	-	860	100	100
АН - 25I	0,63 - 1,6	90	Не біль-0,34 - 0,46		3,0 - 3,6	1800	-	-	-	120	120
АН - 10 II	0,4 - 1,6	92	ше 50		3,45	800	1000	50	1020 - 1160	40	40
АВ - 17 - 8	0,355 - 1,25	92	40 - 50	0,74	2,9	650	800	400	670-930	90	90
АВ-17-8УС	0,4 - 1,25	95	-	-	3,2	1050	-	-	900	90	90
АВ-29-12П	0,355 - 1,5	90	50 - 60	-	3,3	1100	-	-	700	70	70

- тут  $t_1$  - тривалість розпушування аніоніту; приймається рівною 0,25 г;  
 $t_2$  - тривалість пропускання регенеруючого розчину, яка визначається із кількості розчину і швидкості його пропускання /1,5...2 м/г/;  
 $t_3$  - тривалість відмивання аніоніту після регенерації, яка визначається із кількості промивної води і швидкості відмивання /5...6 м/г/.

Регенерацію аніонітових фільтрів першого ступеню необхідно проводити 4...6%-ними розчинами їдкого натрію, кальцинованої соди чи аміаку; питомі витрати реагенту на регенерацію рівні 2,5...3 мг-екв на I мг-екв сорбованих аніонів /на I мг-екв робочої обмінної ємності аніоніта/.

Регенерацію аніонітових фільтрів другого ступеню необхідно проводити 6...8%-ним розчином їдкого натрію. Швидкість пропускання регенеруючого розчину I...1,5 м/г. Питомі витрати їдкого натрію на регенерацію 7...8 г-екв на I г-екв сорбованих іонів /на I г-екв робочої обмінної ємності аніоніта/. Характеристика деяких аніонітів і катіонітів приведені в табл. 4,4 і 4,5

Розрахунок фільтрів проводимо згідно технологічних даних, приведених в табл. 4.6.

Технологічні дані

Таблиця 4.6  
 Н - катіонітових і аніонітових фільтрів

П а р а м е т р и	Тип фільтра	
	Н - катіонітовий	аніонітовий
I	2	3
Швидкість фільтрування, м/г	10 - 15	10 - 15
Швидкість регенерації, м/г	1,0 - 1,5	1,5 - 2
Напрявлення потоку при фільтруванні, регенерації і відмиванні	знизу вверх	знизу вверх
Інтенсивність розпушування засипки перед регенерацією, л/с · м <sup>2</sup>	3	3 - 4
Тривалість розпушування засипки, хв.	5 - 7	5 - 7
Швидкість відмивання після регенерації, м/г	6 - 10	5 - 6

продовження таблиці 4.6

I	2	3
Регенераційний розчин	7 - 10% HCl чи H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3 - 4% NaOH
ДОЄ <sup>κ</sup> КУ-2 по сумі іонів 2- і 3- валентних металів	15 - 19 кг /830 - 1050 г·екв/ на 1 м <sup>3</sup> набухлої смоли;	-
КУ-23	8 - 10,5 кг/м <sup>3</sup> /450 - 580 г·екв/м <sup>3</sup> /	-
ДОЄ <sup>κ</sup> аніонітів по аніонах сильних кислот, г·екв на 1 м <sup>3</sup> набухлої смоли	-	АН - 20Н - 600 ....1000 АН - 2 - 900... .... 1000 АН - 3І - 1000. ... 1200
Орієнтований річний знос, %	10	15 - 20

ДОЄ - динамічна об'ємна ємність.

Приклад 4.3: Розрахувати іонообмінну установку для знешкочування стічних вод гальванічного цеху після їх попереднього механічного очищення.

Дано: витрати стічних вод  $Q_d = 1200 \text{ м}^3/\text{доб}$ ; стічні води на установку поступають рівномірно; іонний склад стічних вод приведений в табл. 4.7.

Р і ш е н н я

І. На першому ступені іонообмінної установки приймаємо

H - катіонні фільтри, завантажені сильнокислотним катіонітом КУ-2, повна обмінна ємність якого  $E_n^κ = 800 \text{ г·екв/м}^3$ , /табл.

4.4/. Робочу обмінну ємність знаходимо по формулі:

$$E_p^κ = \alpha_k \cdot E_n^κ - \kappa_i q_{\text{вк}} \sum C^κ =$$

$$= 0,85 \cdot 800 - 0,5 \cdot 4 \cdot 17,75 = 644,5 \text{ г·екв/м}^3$$

Таблиця 4.7

Іонний склад стічних вод в установці

І о н и	Вміст речовин, г/м <sup>3</sup>	Витрати речовин, г/м <sup>3</sup> на І г.екв/м <sup>3</sup>	Вміст речовин, г.екв/м <sup>3</sup>	І о н и	Вміст речовин, г/м <sup>3</sup>	Витрати речовин, г/м <sup>3</sup> на І г.екв: : м <sup>3</sup>	Вміст речовин, г.екв: : м <sup>3</sup>
Катіони:							
Ca <sup>2+</sup>	120	8,67	13,84	Ca <sup>2+</sup>	90	26	3,46
Zn <sup>2+</sup>	15	32,68	0,46	Cl <sup>-</sup>	160	35,46	4,51
Cu <sup>2+</sup>	12	31,77	0,38	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	470	48,03	9,78
Ni <sup>2+</sup>	90	29,36	3,07				
Σ [К]	237	-	17,75	Σ [А]	720	-	17,75

$\Sigma [К]_{\text{доп}} = 1,2 \text{ г.екв/м}^3$ 
 $\Sigma [А] = 1,7 \text{ г.екв/м}^3$

2. Знаходимо об'єм катіоніту

$$V_k = \frac{t \cdot Q_d (\sum C_n^k - \sum C_0^k)}{24 \cdot n \cdot E_p^k} =$$

$$= \frac{24 \cdot 1200 / 17,25 - 1,2/}{24 \cdot 2 \cdot 644,5} = 15,4 \text{ м}^3$$

3. Розраховуємо площу катіонітових фільтрів

$$F_k = \frac{V_k}{H_k} = \frac{V_k}{2 \dots 3} = \frac{15,4}{2} \dots \frac{15,4}{3} = 7,7 \dots$$

$$\dots 5,13 \text{ м}^2$$

4. Установлюємо два робочих і один резервний фільтри діаметром 2 м і площею фільтрування 3,14 м<sup>2</sup> кожний. При цьому швидкість фільтрування буде рівна

$$V = \frac{Q_d}{F_k} = \frac{1200}{24 \cdot 2 \cdot 3,14} = 7,96 \text{ м/г.}$$

що відповідає нормативному значенню.

5. На другому ступені очищення приймаємо аніонітові фільтри із слабоосновним аніоном АН-18, повна обмінна ємність яко-го  $E_n^a = 1000 \text{ г'екв/м}^3$  /табл. 4,5/;

Тоді робоча обмінна ємність буде рівна

$$E_p^a = \alpha_a \cdot E_n^a - k_1 q_a \sum C^a =$$

$$= 0,9 \cdot 1000 - 0,8 \cdot 4 \cdot 17,75 = 8432 \text{ г'екв/м}^3.$$

6. Знаходимо об'єм аніоніту

$$V_a = \frac{t \cdot Q_d (\sum C_n^a - \sum C_0^a)}{24 \cdot n \cdot E_p^a} =$$

$$= \frac{24 \cdot 1200 / 17,75 - 1,7/}{24 \cdot 2 \cdot 843,2} = 11,42 \text{ м}^3$$

7. По аналогії з  $H$  - катіонітовими фільтрами приймаємо два робочих і один резервний аніонітові фільтри діаметром 2 м, перерізом 3,14 м<sup>2</sup> і об'ємом заправки 7,85 м<sup>3</sup> /при  $H = 2,5 \text{ м}$ / кожний.

8. Знаходимо тривалість роботи кожного фільтра між регенераціями

$$t' = \frac{24}{n} \cdot (t_1 + t_2 + t_3) = \frac{24}{2} \cdot (0,25 + 1,5 + 3) =$$

$$= 7,25 \text{ г}$$

де  $t_1 = 0,25 \text{ г}$  - тривалість розпушування аніоніту;

$t_2 = 1,5 \text{ г}$  - тривалість пропускання регенуючого розчину через аніоніт;

$t_3 = 3 \text{ г}$  - тривалість відмивання аніоніту після регенерації.

9. Загальна площа робочих фільтрів складає  $F_n = 6,28 \text{ м}^2$ , тоді фактичну швидкість фільтрування знаходимо з формули /4.24/.

$$V = \frac{Q_d \cdot t}{24 \cdot F_n \cdot n \cdot t'} = 1200 \cdot 24/24 \cdot 6,28 \cdot 2 \cdot 7,25 =$$

$$= 13,2 \text{ м/г.}$$

Регенерацію катіонітів передбачаємо 8%-ним розчином сірчаної кислоти, а аніонітів - 5%-ним розчином лугу.

#### 4.5. Ф л о т а ц і я

Флотажні установки застосовуються для видалення з води завислих речовин, нафтопродуктів, жирів, масел, смол і других речовин, осаджування яких неефективно.

Флотація - це виділення домішок /завислих речовин/ з стічних вод за допомогою флотореагента /найчастіше повітря/, що обволікує домішки і разом з ними підіймається на поверхню води утворюючи піну. Обволікання здійснюється на основі молекулярного прилипання бульбашок повітря і домішок.

По принципу насичення води бульбашками повітря визначеної крупності флотаційні установки бувають, /рис. 4.4 і 4.5/:

напірні, застосовуються для очищення стічних вод з вмістом завислих речовин більше 100...150 мг/л;

вакуумні,

безнапірні,

електрофлотаційні,

імперерні,

пневматичні,

застосовуються для очищення вод з вмістом завислих речовин менше 100 мг/л.

с диспергуванням повітря через пористі матеріали.



Для здійснювання процесу розділу фаз застосовуються прямокутні /з горизонтальним і вертикальним рухом води/ і круглі /з радіальним і вертикальним рухом води/ флоатокамери. Об'єм флоатокамер складається з об'ємів робочої зони /глибина 1...3 м/, зони формування і накоплювання піни /глибина 0,2...1,0 м/ і зони осаду /глибина 0,5...1,0 м/. Гідрравлічне навантаження -  $3..6 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{г/}$ . Кількість флоатокамер повинно бути не менше 2, причому всі робочі.

При проектуванні імпелерних, пневматичних і установок з диспергуванням повітря через пористі матеріали необхідно приймати: тривалість флоатації - 20...30 хв.; кругову швидкість імпелера 12...15 м/с, діаметр його  $d = 200...700 \text{ мм}$ ; глибину води в камері флоатації 1,5...2 м; квадратну в плані камеру із стороною, рівною  $6d$ .

Об'єм флоатаційної камери

$$V = Q_2 \cdot t, \text{ м}^3, \quad / 4.2$$

де  $Q_2$  - витрати стічної води,  $\text{м}^3/\text{г}$ ;

$t$  - тривалість флоатації, г.

При проектуванні напірних установок приймають:

тривалість флоатації - 20...30 хв.; глибина прямокутного флоатаційного відстійника 1...1,5 м при продуктивності до  $100 \text{ м}^3/\text{г}$ ; кількість повітря, необхідного для флоатації, л на 1 кг завислих речовин: 40 - при  $C_n < 200 \text{ мг/л}$ ; 28 - при  $C_n = 500 \text{ мг/л}$ ; 20 - при  $C_n = 1000 \text{ мг/л}$ ; 15 - при  $C_n = 3..4 \text{ г/л}$ .

При проектуванні необхідно враховувати підвищення рівня емульсії під час флоатації на 10%.

Приклад 4.4. Розрахувати імпелерну флоатаційну установку.

Дано: витрати стічних вод з вмістом поверхнево-активних речовин /ПАР/  $Q_2 = 2000 \text{ м}^3/\text{доб}$ ; тривалість флоатації  $t = 25 \text{ хв}$ ; кругова швидкість імпелера  $V = 14 \text{ м/с}$ , його діаметр  $d = 0,4 \text{ м}$ ; глибина води в камері флоатації  $H = 2 \text{ м}$ .

#### Р і ш е н н я

1. Приймаємо флоатаційні камери квадратні в плані із стороною квадрата

$$\ell = 6d = 6 \cdot 0,4 = 2,4 \text{ м}$$

2. Знаходимо загальний об'єм флоатаційної установки

$$V_г = 0,025 Q_2 \cdot t = 0,025 \cdot 2000 \cdot 25/60 = 20,8 \text{ м}^3$$

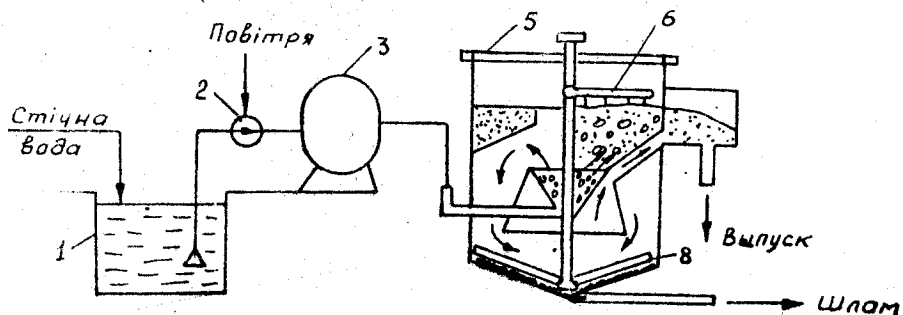


Рис. 4.4. Схема напірної флотації:

1 - резервуар стічної води; 2 - насос; 3 - напірний резервуар; 4 - шламоприймач; 5 - флотаційна камера; 6 - поверхневі скребки; 7 - регулятор рівня; 8 - донні скребки.

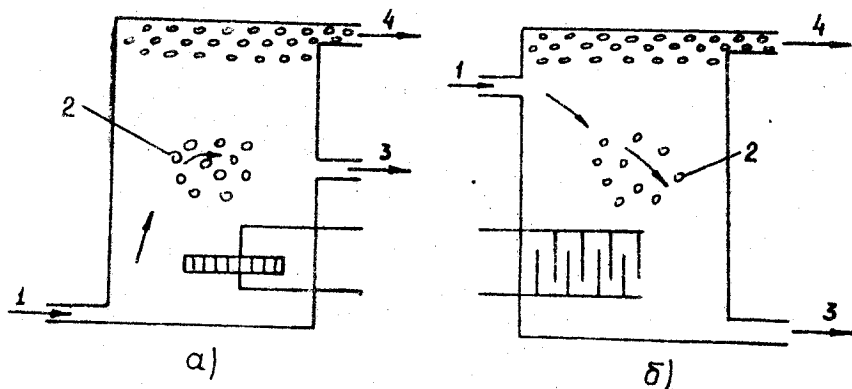


Рис. 4.5. Схеми електрофлотаційних установок:

а/ прямого потоку; б/ протитічна;

1 - подача забрудненої води; 2 - електроди; 3 - випуск очищеної води; 4 - випуск шламу.

3. Кількість флотаційних камер при коефіцієнті аерації  $K_{\text{аер}} = 0,35$ .

$$N = \frac{Q_{\partial} \cdot t}{24 \cdot 60 \cdot V_y (1 - K_{\text{аер}})} =$$

$$= 2000 \cdot 25/24 \cdot 60 \cdot 20,8/1 - 0,35/ = 2,57$$

Приймаємо трьохкамерну імпелерну флотаційну установку.

#### 4.6. Електрохімічне очищення стічних вод

В технології очищення стічних вод електроенергію можна використовувати як для проведення ряду побічних операцій, наприклад одержання озону чи хлору /при електролізі кухонної солі/ з ціллю знезаражування, так і для безпосередньої дії на стічну рідину і забруднення, утримувані нею. Способи електрооброблення частіше всього зв'язані з використанням постійного струму, тобто в основі їх лежать явища електролізу. Це електрокоагуляція і електрофлотація, електроліз, електрохімічне окислення і відновлення, електролітичне витягання металів із стічних вод і осадів.

Найпростіший електролізер представляє собою бак з погруженими в нього електродами, приєднаними до джерела постійного струму /рис. 4.6/. Під дією постійного струму хаотичний рух іонів розчинених речовин упорядковується і вони починають переміщуватися в рідині, направляючись у відкисвідності із своїм зарядом: аніони - до аноду, катіони - до катоду.

Внаслідок деполіризації  $H_2 \rightarrow 2H^+ + 2e^-$ ;  $Fe + 2e^- \rightarrow Fe^{+2}$  і відновлення іонів металів  $Fe^{+2} + 2e^- \rightarrow Fe$  на катоді утворюються відкладення і виділяються гази /водень/. На аноді можливі утворення окисних плівок або адсорбція кисневовміщуючих з'єднань.

Інтенсивність і характер цих, а також багатьох інших електрохімічних явищ, супроводжуваних електролізом, залежить від рівня мінералізації рідини, її температури, значення рН, виду електродів /нерозчинні чи розчинні залізі, алюмінієві/, густині

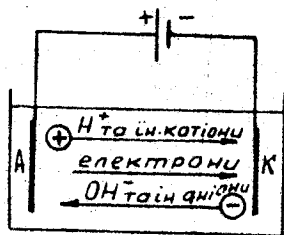


Рис. 4.6. Переміщення іонів в електролізері.

струму.

Підбираючи електроди і параметри електролізу, а також конструкції електролізерів в залежності від складу стічної рідини і задач, вирішуваних при її очищенні, досягають цілеспрямованої і високоефективної роботи установок.

Апарати для електрохімічного очищення стічних вод можуть бути як з нерозчинними /електролізери/, так і з розчинними /електрокоагулятори/ анодами.

4.6.1. На рис. 4.7 приведена принципова схема установки для очищення ціанвміщуючих стічних вод електролізерами з нерозчинними анодами. В електролізері розміщуються елек.роди двох типів: сталльні катоди /у вигляді пластин товщиною 1..2 мм/ і аноди із графітованого вугілля у вигляді плит або стержнів.

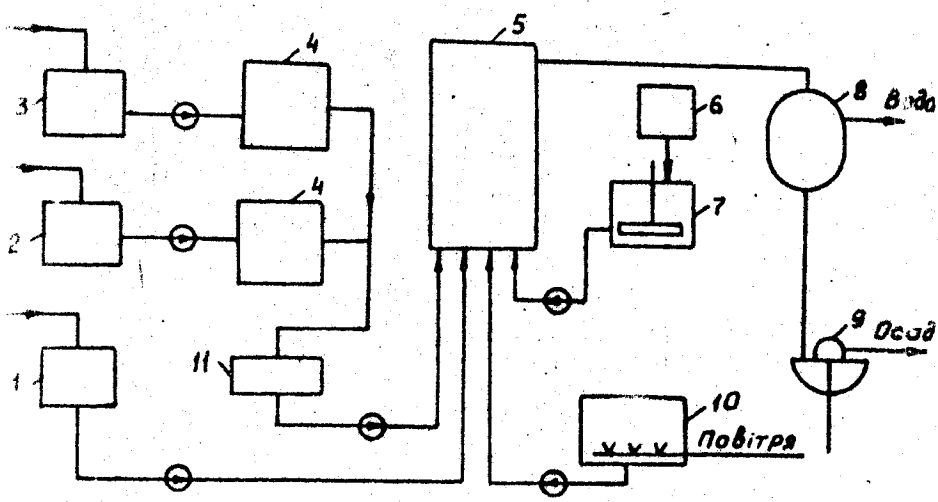


Рис. 4.7. Принципова схема установки очищення стічних вод електрохімічним способом.

Можна застосовувати малозношувані титанові аноди з метало-кислудним покриттям /діоксид рутенію, магнетит тощо/.

Ціанвміщуючі стоки з ємностей осередників 2 і 3 направляються в електролізери 4. При обробленні концентрованих стоків їх розбавляють. З ціллю підвищення електропровідності середовища в електролізер вводиться хлористий натрій в кількості до 10 г/л. Від дією електричного струму відбувається окислення ціанідів,

після чого стоки через проміжну ємність направляються в нейтралізатор 5. Основні параметри процесів в електролізері: рН стоків ІО...ІІ; концентрація ціанідів - І00...600 мг/л; густина струму на аноді - І...І,5 А/дм<sup>2</sup>; напруга - 6...12 В; концентрація хлоридів - до І000 мг/л; час окислення - 35...60 хв.

Стоки через ємність ІІ направляються в нейтралізатор 5, куди з ємності І подаються і кислотно-лужні стоки. Для забезпечення необхідних параметрів процесу /рН 7,5...8,5/ в апарат 5 дозується кислота з бака 6 і ємності 7 і І0%-ний розчин лугів чи вапняного молока з ємності І0. Відпрацьовані стоки подаються у відстійник 8, вода скидається в каналізацію, а осад направляється у вакуум - фільтр 9 для обезводнення. Очищена вода з електропровідністю, рівною 20...30 мікросименсів, направляється у зворотний цикл.

Величину робочого струму  $I_p$ , А, при роботі електролізерів знаходять по формулі

$$I_p = \frac{2,06 \cdot C_n V}{\eta \cdot t} \quad \text{або} \quad I_p = 2,06 C_n \cdot Q_2, \quad / 4.2/$$

де  $C_n$  - концентрація ціанідів в неочищених стічних водах, г/м<sup>3</sup>;

$V$  - об'єм стічних вод в електролізері, м<sup>3</sup>;

$\eta$  - вихід по струму, приймається рівним 0,6...0,8;

$t$  - час перебування стічних вод в електролізері, г;

2,06 - коефіцієнт питомих витрат електроенергії, А · г/г;

$Q_2$  - витрати стічних вод, м<sup>3</sup>/г.

Загальна поверхня анодів  $f_a$ , м<sup>2</sup>, знаходиться по формулі

$$f_a = \frac{I_p}{I_a}, \quad / 4.28/$$

де  $I_a$  - анодна густина струму, приймається рівною І00...150 А/м<sup>2</sup>.

Загальне число анодів  $N$  необхідно знаходити по формулі

$$N = \frac{f_a}{f'_a}, \quad / 4.3/$$

де  $f'_a$  - площа поверхні одного анода, м<sup>2</sup>.

Приклад 4.6. Розрахувати електролізер для очищення ціанідвміщуючих стічних вод, якщо відомо: продуктивність електролізера  $Q_2 = 2,5$  м<sup>3</sup>/г; початкова концентрація ціанідів у стічних

воді  $C_n = 200$  мг/л; час електрохімічної обробки стічних  
вод  $t = 0,5$  г.

### Р і ш е н н я

1. Об'єм стічних вод в електролізері

$$V = Q_z \cdot t = 2,5 \cdot 0,5 = 1,25 \text{ м}^3$$

2. Знаходимо необхідну величину струму

$$I_p = \frac{2,06 \cdot C_n \cdot V}{\eta \cdot t} = \frac{2,06 \cdot 200 \cdot 1,25}{0,7 \cdot 0,5} = 1471 \text{ А}$$

Приймається до установа один випрямляч змінного струму, впробуючий постійний струм величиною 1600 А.

3. Загальна поверхня анодів

$$f_a = \frac{I_p}{L_a} = \frac{1471}{150} \approx 10 \text{ м}^2$$

4. При використанні в якості анодів плит з графітованого вугілля розміром  $(a \times b \times h) = 1000 \times 180 \times 50$  мм загальна поверхня однієї плити складе

$$f'_a = a \cdot b \cdot h = 2 \cdot 0,18 \cdot 1 = 0,36 \text{ м}^2$$

5. Загальна кількість плит /анодів/ з графітованого вугілля, застосовуваних в електролізері

$$N = f_a / f'_a = 10 / 0,36 = 28 \text{ шт.}$$

6. Загальна поверхня катодів рівна загальній поверхні анодів. Розміри електролізера вибираються виходячи з об'єму стічних вод, які знаходяться в електролізері, з урахуванням загального об'єму опущених у воду електродів. Відстань між сусідніми електродами /катодом і анодом/ необхідно приймати в межах 40...50 мм.

4.6.2. Електрокоагулятори - апарати з розчинними анодами - виготовляють з алюмінієвими і з сталевими електродами.

Електрокоагулятори з алюмінієвими пластинчастими електродами застосовують для очищення концентрованих масловміщуючих стічних вод /відпрацьованих мастильно-охолоджуючих рідин/, утворених при обробці металів різанням і тиском, з концентрацією масел не більше 10 г/л.

При проектуванні електрокоагуляторів необхідно визначати:

площу електродів,  $f_e$ , м<sup>2</sup>, по формулі

$$f_e = \frac{Q_z \cdot q_e}{L}, \quad / 4.30 /$$

де  $Q_z$  - продуктивність апарата, м<sup>3</sup>/г;

$q_e$  - питомі витрати електроенергії А·г/м<sup>3</sup>, приймаються по табл. 4.8;

$L$  - електродна густина струму, А/м<sup>2</sup>;  $L = 80 \dots 120$  А/м<sup>2</sup> струмове навантаження  $I_p$ , А, по формулі

$$I_p = Q_z \cdot q_e \quad / 4.31 /$$

довжину ребра електродного блока  $l$ , м, по формулі

$$l = 0,1 \sqrt[3]{f_e (\delta + b)}, \quad / 4.32 /$$

де  $\delta$  - товщина електродних пластин, мм;  $\delta = 4 \dots 8$  мм;

$b$  - величина міжелектродного проміжку, мм;  $b = 12 \dots 15$  мм.

Питомі витрати алюмінія на очищення стічних вод  $q_{Al}$  г/м<sup>3</sup>, приймаються по табл. 4.8.

Таблиця 4.8

Технологічний параметр	Вміст масел, г/м <sup>3</sup>					
	2000	2500	3000	3500	4000	4500
I	2	3	4	5	6	7
$q_e$ , А·г/м <sup>3</sup>	180	225	270	315	360	405
$q_{Al}$ г/м <sup>3</sup>	60	75	92	106	121	136
$q_M$ л/м <sup>3</sup>	85	95	113	132	151	170

продовження таблиці 4.8

5000	5500	6000	8000	10000
8	9	10	11	12
430	495	540	720	860
151	166	182	242	302
184	208	227	303	368

Розрахунок продуктивності витяжної вентиляційної системи необхідно виконувати виходячи з кількості виділеного водню. При цьому продуктивність вентилятора  $q_v$ , м<sup>3</sup>/г, необхідно визначати по формулі

$$q_v = 140 \dots 50 / V \cdot q_n \quad / 4.33 /$$

де  $V$  - об'єм стічних вод в електрокоагуляторі, м<sup>3</sup>;  
 $q_n$  - питомі витрати виділеного водню, л/м<sup>3</sup>, приймаються по табл. 4.6.

Електрокоагулятори з стальними електродами необхідно застосовувати для очищення стічних вод підприємств різних галузей промисловості від шестивалентного хрому та інших металів при витраті стічних вод не більше 50 м<sup>3</sup>/г, концентрації шестивалентного хрому до 100 мг/л, початковому загальному вмісту іонів кольорових металів /цинку, міді, нікелю, кадмію, тривалентного хрому/ до 100 мг/л, при концентрації кожного з іонів металів до 30 мг/л, мінімальному загальному солемісту стічної води 300 мг/л, концентрації завислих речовин до 50 мг/л.

При проектуванні електрокоагуляторів необхідно приймати:

анодну густину струму - 150...250 А/м<sup>2</sup>;

час перебування стічних вод в електрокоагуляторі - до 3 хв;

відстань між сусідніми електродами 5...10 мм;

швидкість руху стічних вод в міжелектродних проміжках - не менше 0,03 м/с;

питомі витрати електроенергії для видалення із стічних вод 1 г  $Cr^{6+}$ ,  $Zn^{2+}$ ,  $Ni^{2+}$ ,  $Cd^{2+}$ ,  $Cu^{2+}$  при наявності у стічних водах тільки одного компонента - відповідно 3,1; 2..2,5; 4,5...5; 6...6,5; 3..3,5 А·г;

питомі витрати металевого заліза для видалення із стічних вод 1 г шестивалентного хрому - 2...2,5 г;

питомі витрати металевого заліза для видалення 1 г нікеля, цинку, міді, кадмія - відповідно 5,5...6; 2,5...3; 3..3,5 і 4...4,5 г.

При наявності в стічних водах одного компонента величину струму  $I_p$ , А, необхідно знаходити по формулі

$$I_p = Q_2 \cdot C_n \cdot q_e \quad / 4.34 /$$

де  $Q_2$  - продуктивність апарата, м<sup>3</sup>/г;

$C_n$  - початкова концентрація компонента в стічних водах, г/м<sup>3</sup>;



$q_e$  - питомі витрати електроенергії, необхідні для вида-  
лення із стічних вод 1 г іону металу, А · г/т.

При наявності у стічних водах декількох компонентів і сумарній концентрації іонів великих металів менше 50% концен-  
трації шестивалентного хрому величину струму необхідно визна-  
чати по формулі /4.34/, причому у формулу підставляти значен-  
ня  $C_n$  і  $q_n$  для шестивалентного хрому. При сумарній  
концентрації іонів важких металів більше 50% концентрації  
шестивалентного хрому величину струму, знайдену по формулі  
/4.34/, необхідно збільшити в 1,2 рази, а величини  $C_n$  і  $q_n$   
приймати для одного з компонентів, для якого добуток цих вели-  
чин являється найбільшим.

Загальну поверхню анодів  $f_a$ , м<sup>2</sup>, необхідно знаходити  
по формулі

$$f_a = \frac{I_p}{i_a} \quad / 4.35 /$$

де  $i_a$  - анодна густина струму, А/м<sup>2</sup>.

При сумарній концентрації шестивалентного хрому і іонів  
важких металів в стічних водах до 80 мг/л, в межах 80...100,  
100...150 і 150...200 мг/л анодну густина струму необхідно  
приймати відповідно 150, 200, 250 і 300 А/м<sup>2</sup>.

Поверхню одного електрода необхідно знаходити по формулі

$$f_a' = b \cdot h \quad / 4.36 /$$

де  $b$  - ширина електродної пластини, м;

$h$  - робоча висота електродної пластини, м.

Загальне необхідне число електродів знаходиться по формулі

$$N = \frac{2 f_a}{f_a'} + 1 \quad / 4.37 /$$

Загальне число електродних пластин в одному електродному  
блоці повинно бути не більше 30. При більшому розрахунковому  
числі пластин необхідно передбачати декілька електродних бло-  
ків.

Робочий об'єм електрокоагулятора  $V$ , м<sup>3</sup>, необхідно зна-  
ходити по формулі

$$V = f_a \cdot b \quad / 4.38 /$$

де  $b$  - відстань між сусідніми електродами, м.

Витрати металевого заліза для обробки стічних вод  $Q_{Fe}$ , кг/доб, при наявності в них тільки одного компонента необхідно знаходити по формулі

$$Q_{Fe} = \frac{Q_d \cdot C_n \cdot q_{Fe}}{1000 K}, \quad / 4.39 /$$

де  $q_{Fe}$  - питомі витрати металевого заліза, г, для видалення 1 г одного із компонентів стічних вод;

$K$  - коефіцієнт використання матеріалів електродів, приймається рівним 0,6...0,8;

$Q_d$  - витрати стічних вод, м<sup>3</sup>/доб.

При наявності у стічних водах декількох компонентів і сумарній концентрації іонів важких металів менше 50% концентрації шестивалентного хрому витрати металевого заліза для обробки стічних вод розраховується по формулі /4.39/, в яку підставляють значення  $C_n$  і  $q_{Fe}$  для шестивалентного хрому.

При одночасній присутності у стічних водах декількох компонентів і сумарній концентрації іонів важких металів більше 50% концентрації шестивалентного хрому витрати металевого заліза необхідно знаходити по формулі /4.39/ з коефіцієнтом 1,2, а  $C_n$  і  $q_{Fe}$  відносити до одного із компонентів стічних вод, для якого добуток цих величин являється найбільшим.

Приклад 4.7. Розрахувати електрокоагулятор безперервної дії для очищення стічних вод від мастильно-охолоджуючих речовин, якщо відомо: продуктивність апарата  $Q_2 = 1,8$  м<sup>3</sup>/г; початковий вміст масел  $C_n = 2500$  г/м<sup>3</sup>; питомі витрати електроенергії на обробку стічної води  $q_e = 270$  А · г / м<sup>3</sup>; початкова товщина електродних пластин  $\delta = 0,008$  м; міжелектродна відстань  $b = 0,02$  м; анодна /катодна/ щільність струму  $i_a = 120$  А/м<sup>2</sup>.

#### Р і ш е н н я

1. Загальні витрати електроенергії на обробку 1,8 м<sup>3</sup> стічної води будуть рівні:

$$Q_e = Q_2 \cdot q_e = 1,8 \cdot 270 = 486 \text{ А} \cdot \text{г},$$

а струмове навантаження на електрокоагулятор

$$I = Q_e / t = 486 / 1 = 486 \text{ А}.$$

2. Поверхня анодів буде рівна

$$f_a = I / i_a = 486 / 120 = 4,05 \text{ м}^2.$$

3. Об'єм рідини : міжелектродному просторі

$$V_p = f_a \cdot \delta = 4,05 \cdot 0,02 = 0,081 \text{ м}^3.$$

4. Загальний об'єм електродів

$$V_e = f_a \cdot \delta = 4,05 \cdot 0,006 = 0,024 \text{ м}^3$$

5. Загальний об'єм електродного блока

$$V_\delta = V_p + V_e = 0,081 + 0,024 = 0,105 \text{ м}^3$$

6. Маса блока

$$M_\delta = V_e \cdot \rho_{\text{Ал}} = 0,024 \cdot 2,7 = 0,065 \text{ т.}$$

В зв'язку з тим, що маса електродного блока не повинна перевищувати 50 кг, приймаємо 2 блоки. Приймаємо умовно форму блока кубічного.

7. Довжина ребра блока буде рівна

$$l_\delta = \sqrt[3]{V_\delta / 2} = \sqrt[3]{0,105 / 2} = 0,37 \text{ м.}$$

8. Число електродів в блоці складе

$$n = l_\delta / (\delta + \delta) = 0,37 / (0,006 + 0,02) = 14.$$

Враховуючи, що в апараті повинні бути розташовані пінозгінний пристрій, а також пристрої для розподілення потоку води на вході і виході, габарити електрокоагулятора приймаємо

$$L \cdot B \cdot H = 0,8 \cdot 0,42 \cdot 0,5 \text{ м}$$

Приклад 4.8. Розрахувати електрокоагулятор із стальними електродами для очищення хромовміщуючих стічних вод, коли відомо: витрати стічних вод  $Q_2 = 10 \text{ м}^3/\text{г}$  /при круглодобовій роботі установки/, початкові концентрації хрому і цинку - відповідно 50 і 20 мг/л.

### Р і ш е н н я

І. Знаходимо значення струму

$$I_p = Q_2 \cdot C_n \cdot q_e = 10 \cdot 50 \cdot 3,1 = 1550 \text{ А.}$$

Приймаємо для установки випрямляч змінного струму напругою 12 В і максимальним струмом 1600 А.

2. Знаходимо загальну поверхню анодів

$$f_a = I_p / i_a = 1550 / 150 = 10,3 \text{ м}^2$$

3. Приймаємо електродну пластину слідуєчих розмірів:  
ширина  $b = 300 \text{ мм}$ , робоча висота  $h = 800 \text{ мм}$ . Тоді робоча  
поверхня одного електрода буде рівна

$$f'_a = 2 \cdot b \cdot h = 2 \cdot 0,3 \cdot 0,8 = 0,36 \text{ м}^2$$

4. Загальна кількість електродних пластин

$$N = 2 \frac{f_a}{f'_a} + 1 = 2 \frac{10,3}{0,36} + 1 = 58$$

5. Установлюємо два електродних блоки, кожен з яких  
складається з 30 сталених пластин. Робочий об'єм коагулятора  
буде рівний

$$V = f_a \cdot b = 10,3 \cdot 0,008 = 0,082 \text{ м}^3$$

/відстань між сусідніми електродами  $b = 0,008 \text{ м}$ .

6. Час оброблення стічних вод /час перебування стічних вод  
в міжелектродному просторі електрокоагулятора/ складе:

$$t = V / Q_2 = 0,082 \cdot 3600 / 10 = 29,5 \text{ с}$$

7. Знаходимо витрати металевого заліза для обробки стічних  
вод

$$Q_{\text{Fe}} = \frac{Q_2 \cdot \epsilon_{\text{Fe}} \cdot \rho_{\text{Fe}}}{1000 \cdot K} = \frac{24 \cdot 10 \cdot 50 \cdot 2,5}{1000 \cdot 0,8} = 37,6 \text{ кг/доб}$$

8. Ширина одного електродного блока при товщині однієї  
електродної пластини:  $\delta = 0,005 \text{ м}$  буде рівна:

$$B = N \cdot \delta + b (N - 1) = 30 \cdot 0,005 + 0,008 / 30 - 1 / =$$

$$= 0,38 \text{ м.}$$

4.6.3. Електродіалізатори застосовуються  
для виділення із стічних вод чи інших рідин розчинних речовин.  
Електродіаліз відрізняється від звичайного електролізу тим, що  
між електродами встановлюють напівпроникні перегородки /мембрани/  
розміри пор яких допускають проникнення через них іонів  
розчинених речовин, але перешкоджають проходженню більш великих  
частинок /рис. 4.8/. Тоді за рахунок упорядкування руху

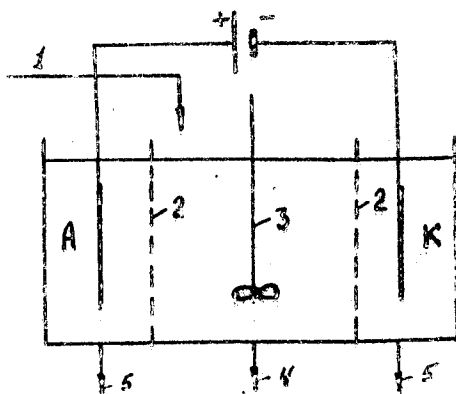


Рис. 4.8. Електродіаліза: 1 - подача стічної води /рідини/; 2 - напівпроникні перегородки/мембрани/; 3 - мішалка; 4 - випуск очищеної рідини; 5 - випуски концентрованих розчинів.

Іони в анодному відділенні накоплюються аніони розчинних речовин, а в катодному - катіони і тим самим досягається обезсолювання води. З утворення концентрованих розчинів проводять регенерацію цінних речовин.

Ефективність роботи електродіалізаторів підвищується при улаштуванні перегородок із іонітових матеріалів, представляючи собою плівки, виготовлені на основі полімерних матеріалів з додаванням порошоків іонообмінних смол.

Відділюючи анодну камеру аніонопроникною перегородкою, а катодну - катіонопроникною, запобігають поступанню іонів з сусідніх камер в центральну частину і скорочують витрати струму на повторне перенесення іонів з центральної частинки.

Найбільший вихід по струму, а отже, і найменші затрати електроенергії на очищення, досягається в багатокамерних електродіалізаторах, розділених по чергово катіонітовими і аніонітовими перегородками /рис. 4,9/. При цьому в камери для концентрованої рідини можна подавати не стічну рідину, а чисту воду. По схемі подачі на них очищеної рідини електродіалізатори бувають проточними - коли вода обезсолюється до заданої величини за один прохід, і циркуляційними - коли частково обезсолена вода повертається в електродіалізатор і циркулює до того часу, доки не буде досягнутий необхідний ступінь обезсолювання.

В процесі електродіалізу проходить значна зміна рН в елек-

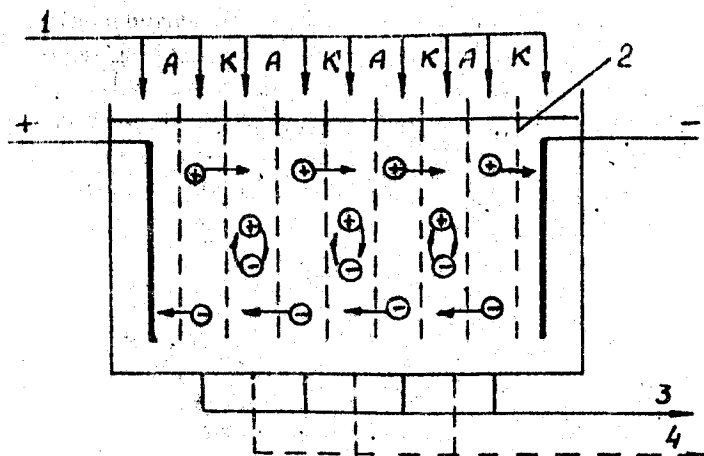


Рис. 4.9. Багатокамерний діалізатор:

1 - подача стічної рідини; 2 - перегородки; 3 - відвід очищеної води; 4 - відвід концентрованого розчину.

тродних відділеннях. В катодному - вода підлужується, в анодному - підкислюється. В ряді випадків це явище може мати самостійне технологічне значення і використовується як засіб електрохімічного регулювання рН з метою досягнення необхідних результатів очищення стічних вод. Так, при поступанні в катодне відділення катіонів, здібних утворювати важкорозчинні гідроксиди /  $^{+1}Ca$ ,  $^{+2}Zn$ ,  $^{+3}Fe$  та інші/, там утворюються їх кристали чи пластівці, які можуть флотуватися за рахунок виділеного водню. Внаслідок цього із стічної рідини можна виділити тільки визначену групу розчинених речовин, що має особливе значення при регенераційному очищенні стоків. Такий спосіб очищення розглядається як хімічне осаджування без додавання реагентів - осаджувачів.

#### 4.7. Екстракція, евапорація, кристалізація

4.7.1. Екстракція - спосіб розділення і витягнення компонентів суміші шляхом їх переводу з однієї рідкої фази /стічної води/ в другу /органічну/, вміщуючу екстрагент. В промисловості здійснюється головним чином в протитокових апаратах /екстрак-

торах/ безперервної дії. Застосовується в гідрометалургії для витягнення міді, для розділення рідких і розсіяних елементів.

На рис. 4.10. показана схема екстракційної насадкової колони. Це найпростіший екстрактор, представляючий собою вертикально розміщені металеві баки з засипкою із великих кусків кварцу /6...7 см/ чи різного виду керамічних кілець /рівних, спіральних/.

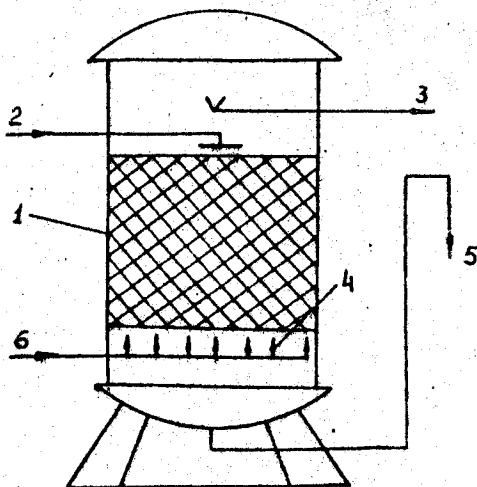


Рис. 4.9. Екстракційна насадкова колона:

1 - засипка /насадка/; 2 - стічна вода; 3 - екстракт; 4 - сопла для екстрагента; 5 - очищена вода; 6 - екстрагент.

Знизу подається розчинник /екстрагент/, питома вага якого менша питомої ваги води, внаслідок чого розчинник піднімається вгору. Забруднена стічна вода підводиться зверху. Шари води, зустрічаючи на своєму шляху розчинник, поступово віддають забруднюючі речовини. Таким способом можна очищати виробничі стічні води, вміщуючі фенол.

Частіше застосовують багатоступеневу противотокову екстракцію. Стічні води і екстрагент поступають на установку з протилежних сторін. Екстракт /розчин витягнутих речовин в екстракторі/ видаляється з першого ступеня, а очищені стічні води /рафінат/ із останнього ступеня. Прикладом такого очищення може служити витягнення нітропродуктів із стічних вод бензолом.

4.7.2. Е в а п о р а ц і я - відгонка з водяним паром летких речовин, забруднюючих стічну воду. Леткі речовини при нагріванні розчинів, які їх вміщують, переходять в парову фазу. Процес переходу протікає особливо інтенсивно, якщо нагрівати воду, пропускаючи через нею пар. В такому разі леткі речовини виділяються з розчину не тільки на поверхні рідини, а і по всій площі контакту розчину з паром.

Схема евалораціної установки для видалення із стічної води летких фенолів показана на рис. 4.10.

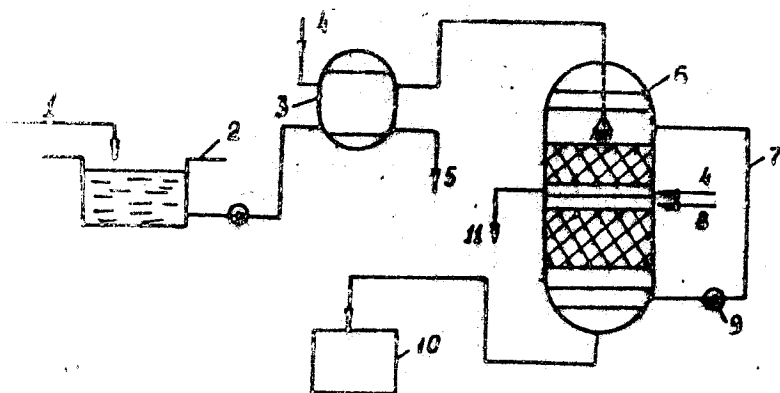


Рис. 4.10. Установка для видалення з води летких фенолів:

I - подача феноломіщуючих стічних вод; 2 - ємність для стічних вод; 3 - теплообмінник; 4 - пар; 5 - конденсат; 6 - колона дефеноляції; 7 - подача паровідгінної суміші; 8 - поглинаючий розчин лугів; 9 - вентилятор; 10 - збірник фенолятного розчину; II - випуск очищеної води.

Очищення проводиться в пароциркуляційних колонах дефеноляції. Верхня частина колони являється відпарною, а нижня - поглинаючою. Стічна вода через зрошувальний пристрій подається у верхню частину колони і стікає вниз назустріч пару. Відбувається відгонка фенолів. Очищена вода відводиться, а суміш водяних парів і фенолу /паровідгінна суміш/ забирається вентилятором і подається в нижню частину колони. На середині висоти



відбувається зрошення насадки горячим розчином дугу, який поглинає з пару феноли. Відпрацьований розчин, змішаний феноляти, збирається і відводиться на переробку. Несконденсовані пари через стояк поступають у верхню частину колони.

Різновидністю евапорації являється азеотропна відгонка, заснована на здібності ряду хімічних з'єднань утворювати з водою азеотропні /нероздільнокипучі/ суміші, температура кипіння яких нижча температури кипіння чистих речовин.

Нагрівачи стічну воду, змішуючу такі речовини, відганяють азеотропну суміш з наступним витяганням з неї забруднюючих речовин.

При невеликій розчинності забруднюючого компонента способ азеотропноу відгонки можна розглядати не тільки як спосіб регенерації цінних речовин, а як і спосіб глибокого очищення стічних вод.

4.7.3. Кристалізація - процес утворення кристалів із парів, розчинів, розплавів, із речовини в другому кристалічному чи аморфному станах. Кристалізація починається при досягненні деякої критичної умови, наприклад переохолодженні рідини чи перенасиченні пару, коли практично моментально виникає безліч дрібних кристаліків - центрів кристалізації. Кристаліки ростуть, приєднуючи атоми чи молекули з рідини або пару.

Кристалізація застосовується для очищення виробничих стічних вод з великою концентрацією забруднень, здатних утворювати кристали. Звичайно проводять попередній процес - випаровання стічної води, щоб створити підвищену концентрацію забруднень, при якій можлива кристалізація. Для прискорення процесу кристалізації забруднень стічна вода охолоджується і перемішується. Випаровання і кристалізація стічної води здійснюється звичайно в природних ставах і водоймищах. Цей спосіб очищення виробничих стічних вод неекономічний, тому він не поширився.

На підприємствах застосовуються наступні типи кристалізаторів:

періодичної дії з природним охолодженням за рахунок випаровування води;

періодичної дії з перемішуванням і штучним охолодженням; безперервної дії, випарні з підігрівом, вакуумні.

Вакуум - кристалізаційні установки получили широке розпов

садження в чорній і кольоровій металургії для виділення солей металів. Процес проводять при вакуумі, при якому травильний розчин вуглеродних сталей в сірчаній кислоті закипає і випаровується, знижується температура розчину і підвищується концентрація залізного купоросу. Вакуум створюється за допомогою пароструменевих насосів-ежекторів. Найбільш розповсюджені багатоступеневі установки безперервної дії. Найбільше розрідження утворюється в останній /четвертій/ ступені. Горячий розчин перетікає з однієї ступені в другу, поступово охолоджується до  $10^{\circ}\text{C}$ . Пульпа /суміш кристалів з маточним розчином/ виводиться з четвертої ступені і подається на центрифуги.

## ОСНОВНІ ПОЗНАЧЕННЯ І ОДИНИЦІ ВЕЛИЧИН

- $Q_d$  - добові витрати стічних вод, м<sup>3</sup>/доб;  
 $Q_{d, \max}$  - максимальні витрати стічних вод за годину, м<sup>3</sup>/год;  
 $K_n$  - коефіцієнт нерівномірності;  
 $D_{хл}$  - доза хлору для дезинфекції води, г/м<sup>3</sup>;  
 $q_{хл}$  - витрати хлору за 1 г, кг/г;  
 $q'_{хл}$  - витрати хлору за 1 добу, кг/доб;  
 $S_B$  - середній вихід хлору з одного балона, кг/г;  
 $n_B$  - кількість балонів, шт;  
 $t_n$  - необхідна тривалість контакту хлору з водою, хв.;  
 $t_f$  - фактична тривалість контакту хлору з водою, хв;  
 $V_{к.р}$  - швидкість руху води в контактному резервуарі, м/с;  
 $V_{кр}, F_{кр}, L_{кр}, B_{кр}, H_{кр}$  - об'єм, площа, довжина і глибина контактного резервуару відповідно м<sup>3</sup>, м<sup>2</sup>, м, м;  
 $B_{скр}, n_{скр}$  - ширина і кількість секцій контактного резервуару відповідно м, шт.;  
 $Q_{оз}$  - витрати озону за добу, кг/доб;  
 $d_{оз}$  - необхідна доза озону, г/м<sup>3</sup>;  
 $K_3$  - коефіцієнт запасу.

## РОЗДІЛ 5. ОБЕЗЗАРАЖУВАННЯ СТИЧНИХ ВОД І ВИПУСК ІХ У ВОДОСТІВЦІ

### 5.1. Дезинфекція стічних вод хлором

Обеззаражування /дезинфекцію/ стічних вод проводять з метою зниження наявних в них хвороботворних /патогенних/ бактерій і охорони, таким чином, водоймищ від зараженні спущеними з них стічними водами.

Обеззаражування побутових стічних вод та їх сумішей з виробничими необхідно проводити після їх очищення. При сильному біологічному очищенні побутових і виробничих стічних вод, але роздільному їх механічному очищенні, допускається при обґрунтуванні передбачати обеззараження тільки побутових вод після механічного очищення з дезхлоруванням їх на споруди біологічного очищення.

Обеззаражування стічних вод може здійснюватися різними способами: хлоруваннями, електролізом, озонуванням, бактеріцидними променями тощо.

5.1.1. Найбільше розповсюдження набув спосіб хлорування стічних вод. Хлор вводять в стічну воду у вигляді хлорного вапна або в газоподібному вигляді. Кількість активного хлору, введеного на одиницю об'єму стічної води, називається дозою хлору - і виражається в грамах на  $1 \text{ м}^3/\text{г}/\text{м}^3$ .

Розрахункова доза активного хлору приймається:

після механічного очищення -  $10 \text{ г}/\text{м}^3$ ;

після механічного очищення при ефективності відстоювання 70% і неповному біологічному очищенні -  $5 \text{ г}/\text{м}^3$ ;

після повного біологічного, фізико-хімічного і глибокого очищення -  $3 \text{ г}/\text{м}^3$ .

Установка для дезинфекції стічних вод хлором складається із наступних елементів: витратного складу хлору, вузла випаровування рідкого хлору і утворення хлорної води. Для невеликих установок хлор випаровується у тій тарі, в якій він зберігається /табл. 5.1/. Якщо потрібно більше  $30 \text{ кг}/\text{г}$  хлору, то застосовують випарники з штучним підігрівом.

Середньо випускається хлоратори ДОНІ-106 К ручного регулювання на продуктивність по хлору:  $1,25 \dots 8,1$  і  $2,05 \dots 12,8$ .

кг/г.

Таблиця 5.1  
 Вихід газоподібного хлору при температурі 16°C  
 без підігріву

Т а р а	Площа зовніш- ньої поверхні тари, м <sup>2</sup>	Середній ви- хід хлору S <sub>б</sub> , кг/г
Балони місткістю 40 л, установлені вертикально	0,99	0,7
Те ж, похило під кутом 20°	0,9	2
Контейнери місткістю 800 л	4,7	3 - 4
Тенк місткістю 40 м <sup>3</sup>	77	2 - 3

Для змішування хлорної води із стічними водами застосовують різного типу змішувачі. Тривалість контакту хлора з водою повинна складати 30 хв. В якості контактних резервуарів застосовуються відстійники аналогічні первинним. Швидкість руху стічних вод в контактних резервуарах повинна бути не більше 10 мм/с.

Приклад 5.1. Розрахувати хлораторну установку дезинфекції води для очисної станції на повне біологічне очищення продуктивністю  $Q_{\partial} = 18000 \text{ м}^3/\text{доб}$ . Загальний коефіцієнт нерівномірності  $K_n = 1,5$ .

### Р і ш е н н я

1. Знаходимо максимальні годинні витрати стічних вод

$$Q_{2, \text{макс}} = Q_{\partial} \cdot K / 24 = 18000 \cdot 1,5 / 24 = 1125 \text{ м}^3/\text{г}$$

2. Приймаємо дозу хлору для дезинфекції вод  $D_{\text{хл}} = 3 \text{ г}/\text{м}^3$ .  
 Витрати хлору за 1 г при максимальних витратах стічних

вод

$$q_{\text{хл}} = D_{\text{хл}} \cdot Q_{2, \text{макс}} / 1000 = 3 \cdot 1125 / 1000 = 3,75 \text{ кг/г}$$

3. Витрати хлору за добу

$$q'_{\text{хл}} = D_{\text{хл}} \cdot Q_{\partial} / 1000 = 3 \cdot 18000 / 1000 = 54 \text{ кг/доб}$$

4. Передбачаємо установку двох хлораторів ЛОНІІ-100 К. Один хлоратор робочий, а другий - резервний.
5. Визначимо, скільки балонів-випарювачів треба мати для забезпечення одержаної продуктивності за 1 г:

$$n_b = Q_{\text{кл}} / S_b = 3,75 / 0,7 \approx 5,34$$

де  $S_b = 0,7 \text{ кг/г}$  - вихід з одного балона /табл. 5.1/.

Приймаємо 6 балонів об'ємом кожен 40 л, вміщуючі 80 л рідкого хлору.

6. Для забезпечення контакту хлору з стічною водою запроектуємо контактні резервуари по типу горизонтальних відстійників.

Об'єм резервуарів

$$V_{\text{кр}} = Q_{2 \text{ макс}} \cdot t_n / 60 = 1125 \cdot 30 / 60 = 562,5 \text{ м}^3,$$

де  $t_n = 30 \text{ хв.}$  - тривалість контакту хлору з стічною водою.

7. При швидкості руху стічних вод в контактних резервуарах  $V_{\text{кр}} = 10 \text{ мм/с}$  довжина резервуара

$$L_{\text{кр}} = V_{\text{кр}} \cdot t_n = 10 \cdot 30 \cdot 60 / 1000 = 18 \text{ м.}$$

8. Площа поперечного перерізу

$$F_{\text{кр}} = V_{\text{кр}} / L_{\text{кр}} = 562,5 / 18 = 31,3 \text{ м}^2.$$

9. При глибині  $H_{\text{кр}} = 2,8 \text{ м}$  і ширині кожної секції

$B_{\text{скр}} = 6 \text{ м}$  число секцій

$$n = F_{\text{кр}} / B_{\text{скр}} \cdot H_{\text{кр}} = 31,3 / 6 \cdot 2,8 = 1,87.$$

10. Фактична тривалість контакту води з хлором в годину максимального притоку води

$$t_{\text{ф}} = V_{\text{кр}} / Q_{2 \text{ макс}} = n \cdot B_{\text{скр}} \cdot H_{\text{кр}} \cdot L_{\text{кр}} / Q_{2 \text{ макс}} =$$

$$= 2 \cdot 6 \cdot 2,8 \cdot 18 / 1125 = 0,54 = 32,4 \text{ хв.}$$

Таким чином

$32,4 > 30 \text{ хв.}$ , що забезпечує необхідну якість дезинфекції води.

5.1.2. Одним з найбільш перспективних способів обеззаражування вод на водоочисних комплексах з добовими витратами хлору до 50 кг являється використання гіпохлориту натрію

( $\text{NaClO}$ ), одержуваного на місці споживання шляхом електролізу розчинів кухонної солі чи мінералізованих вод, вміщуючих не менше 50 г/л хлоридів. Електрохімічний спосіб одержання гіпохлориту натрію заснований на одержанні хлору і його взаємодії з лугами в одному і тому ж апараті - електролізері.

Електролізерна установка показана на рис. 5.1. В розчинний бак 1 завантажують кухонну сіль, заливають воду і з допомогою насоса перемішують до одержання насиченого /280...300 г/л/ розчину кухонної солі. Потім розчин за допомогою насоса 5 подають в електролізер 6, де розбавляють водою до робочої концентрації /100...120 мг/л/. Готовий розчин зливають в бак-нагромаджувач 8, звідки дозують в оброблювану воду.

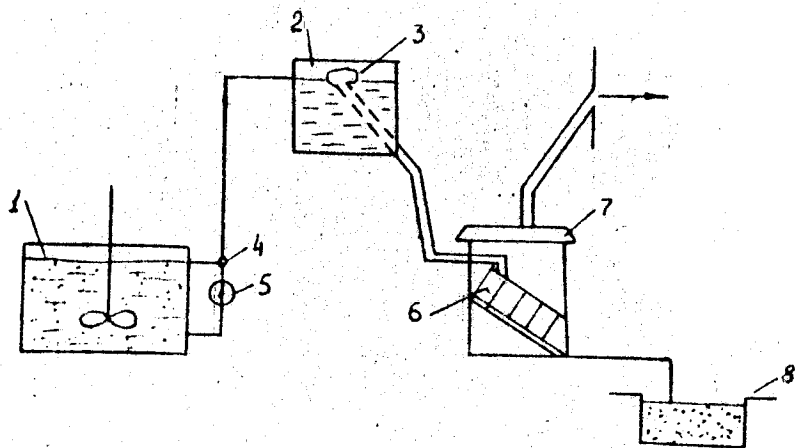


Рис. 5.1. Електролізна установка:

1, 2 - розчинний і робочий баки; 3 - поплавковий дозатор;  
4 - розподільний трійник; 5 - насос; 6 - електролізер; 7 - зонтик  
витяжної вентиляції; 8 - бак-нагромаджувач гіпохлориту натрію.

Технологічні характеристики електролізерів непроточного типу приведені в табл. 5.2.

## 5.2. Озонування стічних вод

Знезаражувальна дія озону пояснюється окисленням бактеріальних клітин атомарним киснем, утвореним при розпаді озону

Таблиця 5.2

Технологічні характеристики електродзері непрямого типу

Показник	Тип установки			
	ЕН - I	ЕН - 5	ЕН - 25	ЕН - 100
Продуктивність по активному хлору, кг/доб	I	5	25	100
Струмове навантаження, А	50...70	60...100	120...140	400...450
Робоча напруга, В	40...42	40...42	55...65	220...230
Концентрація хлору в розчині, г/л	6...7	6...7	10...12	10...12
Витрати І кг активного хлору: солі, кг	15...12	15...13	10...8	9...8
електроенергії, кВт · г	6...7,5	6...7,5	8...9	10...12
Об'єм електролітичної ванни, м <sup>3</sup>	0,4	0,4	I	2,9
Продуктивність по активному хлору за один цикл, кг	0,33...0,25	2,4...2,6	10...12	25...33,3
Тривалість одного циклу, г	0,75...0,9	7...8	10...12	5...6
Рекомендоване число циклів за доб.	3...4	2	2	3...4



/озон  $O_3$  легко розкладається на молекулу  $O_2$  і атом  $O$  кисню/. Реакція окислення проходить, уже швидко і ефективно. Органічні речовини руйнуються і перетворюються в більш прості і нетоксичні з'єднання  $(CO_2, H_2O$  тощо). Озонуванням можна очищати стічні води від розчинених фенолів, нафтопродуктів, сірководню, поверхнево-активних речовин, тетраетилсвинцю, ціанідів, барвників. Для оброблення стічної води озоноповітряною сумішшю використовують барботажні колони і контактні пристрої із змієвиковим реактором /рис. 5.2/.

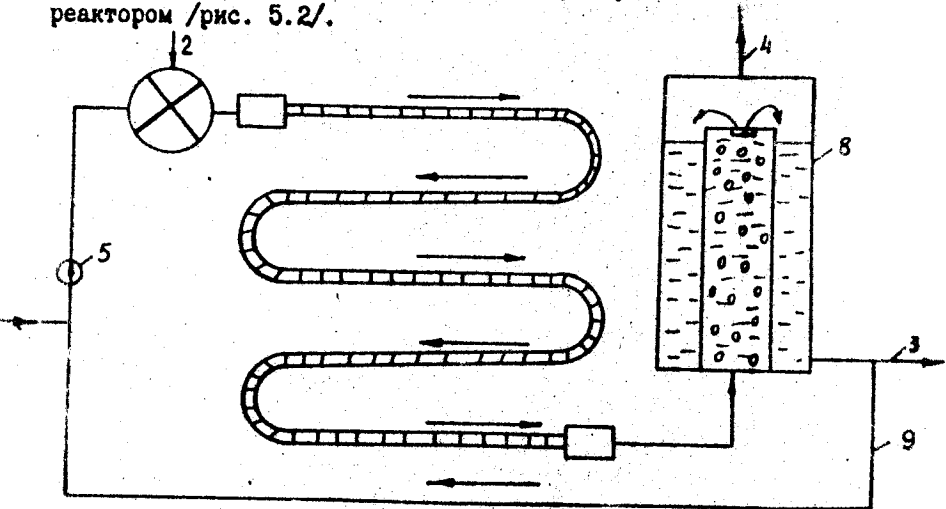


Рис. 5.2. Контактний пристрій із змієвиковим реактором: 1 - стічна вода; 2 - озоноповітряна суміш; 3 - очищена вода; 4 - випуск повітря; 5 - насос; 6 - ежектор-змішувач; 7 - змієвик; 8 - повітровіддільвач; 9 - рециркуляційний трубопровід.

Барботажна колона - це вертикальна циліндрична посудина висотою 4...5 м, в нижню частину якої через пористі плити чи труби вводять озоноповітряну суміш, а у верхню через бризкальні пристрої - очищену воду. Бульбашки озоноповітряної суміші рухаються уверх назустріч потоку води і, вступаючи в контакт з забрудненнями, окислюють їх.

При обробленні води в контактному пристрої із змієвиковим реактором стічна вода нагнітається насосом в трубчастий змієвик через ежектор, де до неї підмішується озоноповітряна суміш з генератора озону. В трубчастому змієвику взаємодія озону з розчи-

неними у воді забрудненнями відбувається значно швидше і повніше.

Технічні характеристики озонаторів трубчастого типу приведені в табл. 5.3.

Таблиця 5.3

М а р к а озонатора	Номинальна продуктивність по озону, кг/г	Концентрація озону в озоні повітряній суміші, %	Середні витрати повітря, м <sup>3</sup> /г	Напруга на електродах, кВ
ОП - 4	1	16 - 17	40	10
ОП - 6	2	14 - 16	80	10
ОП - 12I	1,6	14 - 16	120	16
ОП - 315	3,8	12 - 14	300	18
ОП - 510	6	12 - 14	450	18

Витрати озону на оброблення 1 м<sup>3</sup> стічних вод залежать від початкової концентрації розчинених органічних речовин і коливаються в межах 15...200 г/м<sup>3</sup>.

Приклад 5.2. Підібрати озонатори для окислення виробничих стічних вод при наступних даних: витрати стічних вод  $Q_d = 2500$  м<sup>3</sup>/доб; необхідна доза озону для окислення забруднень  $d_{O_3} = 18$  г/м<sup>3</sup>.

### Р і ш е н н я

1. Знайдемо необхідні витрати озону для окислення забруднень, розчинених в стічних водах

$$D_{O_3} = d_{O_3} \cdot Q_d / 1000 = 18 \cdot 2500 / 1000 = 45 \text{ кг/доб}$$

2. По табл. 5.3 вибираємо озонатор марки ОП-4, продуктивність якого 1 кг озону за 1 г.

3. Знаходимо число озонаторів

$$n = K_3 \cdot \frac{D_{O_3}}{q_{O_3} \cdot 24} = 1,07 \cdot \frac{45}{1 \cdot 24} = 2$$

де  $K_3 = 1,05 \dots 1,1$  - коефіцієнт запасу;

$q_{O_3}$  - продуктивність одного озонатора.

Приймаємо два робочих і один резервний озонатори марки ОП-4.

### 5.3. Випуск стічних вод у водоймища

Очищені стічні води після дезинфекції відводяться по каналу /закритому чи відкритому/ до місця випуску у водоймище. Відвідний канал закінчується береговим колодязем, з якого стічні води через випуск спускаються безпосередньо у водоймище.

Основна задача при влаштуванні випуску – як можна більш повне змішування стічної води з водою водоймища для одержання найбільшого ступеню розбавлення. Випуск представляє собою сталеву трубу, яка прокладена під водою. Оголовок /кінець/ труби доводять до фарватеру річки, де найбільша швидкість течії, для кращого перемішування стічної води з річковою водою. При випусканні стічних вод в озера і моря оголовок відводять на відстань від берега, щоб при нагінних течіях чи припливах не відбувалося забруднення прибережної полоси.

Оголовок підводного трубопроводу випуску може бути зберіженим чи розсіюючим /рис. 5.3/. Перший забезпечує водоскид в одному місці водоймища, другий – в декількох місцях. Розсіюючий випуск більш розповсюджений, тому що забезпечує краще змішування стічних вод з водою водоймища.

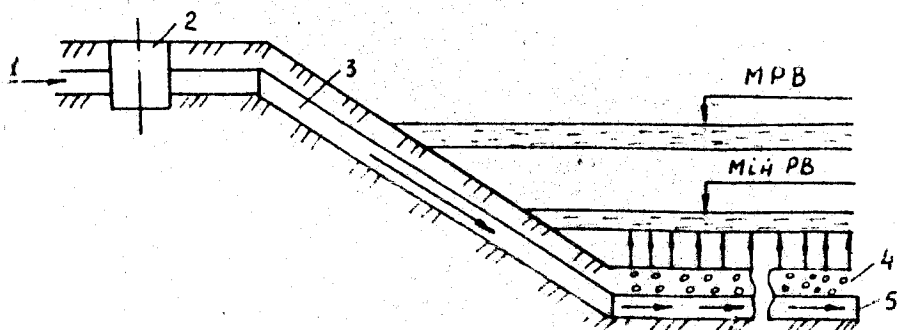


Рис. 5.3. Розсіюючий випуск трубопроводів у водоймище: 1 – подача стічної води; 2 – колодязь; 3 – труба; 4 – камінна обшивка; 5 – оголовок труби; МРВ – максимальний рівень води у водоймищі; МінРВ – мінімальний рівень води у водоймищі.

В залежності від глибини водоймища, товщини крижаного покриву і наявності пароходства підводну частину випуску ложать в траншею чи безпосередньо по дну водоймища, закріплюючи сваями або камінною обсіпкою.

Отвори в оголовку розміщують на достатній висоті від дна /1...2 м/ для попередження розмивання дна. Відстань від нижньої поверхні льоду до отворів повинна бути не менше 1,0... 1,5 м. Це запобігає лід від підтавання.

Швидкість течії очищених стічних вод у підводній частині необхідно приймати по можливості як найбільшим /не менше 0,5...0,7 м/с/. При таких швидкостях зменшується діаметр трубопровода випуску і запобігається його замулювання.

## РОЗДІЛ 6. УТИЛІЗАЦІЯ ОСАДІВ І КОНТРОЛЬ ЯКІСТІ СТІЧНИХ ВОД

### 6.1. Утилізація осадів

В умовах масового будівництва і розширення існуючих споруд для очищення міських і виробничих стічних вод складною проблемою є обробка і використання осадів, що утворюються. Об'єми осаду великі і становлять близько 1...2% від витрат очищуваних стічних вод. Ці осади, як правило, належать до тих суспензій колоїдного типу, що важко фільтруються. Їх бактеріальна забрудненість, наявність органічних речовин, здатність швидко загнивати з виділенням неприємних запахів, а також неоднорідність складу і властивостей ускладнюють їх обробку.

Технологія обробки осадів полягає в зброджуванні їх в е т а н т е н к а х очисних споруд з підсушкою на мулових майданчиках. Вологість підсушеного осаду 75...80%, внаслідок чого об'єм зменшується в 2...5 разів.

На великих очисних станціях замість мулових майданчиків для підсушування осаду, що потребує великих територій, споруджують устаткування для їх штучного обезводнення. Широко застосовують штучне обезводнення осаду в а к у м - фільтрами або центрифугами навіть на невеликих за продуктивністю очисних спорудах порядку 3800...15000 м<sup>3</sup> на добу стічних вод.

Осад, обезводнений на вакуум-фільтрах до вмісту вологи 70...80%, часто підлягає подальшому обезводненню шляхом термічної сушки в барабаних сушарках.

Осад міських стічних вод у багатьох випадках може використовуватися в сільському господарстві як органо-мінеральне азотно-фосфорне добриво, що містить в собі необхідні для розвитку рослин мікроелементи.

Досвід застосування осаду стічних вод в сільському господарстві показує, що врожай сільськогосподарських культур при удобренні осадом не поступається перед врожаем на землях, удобрених гноєм. Наявність вапна в механічно обезводненому осаді особливо сприятливо позначається на кислих ґрунтах. Міністерством охорони здоров'я дозволяється використовувати як добриво осад, що пройшов бродіння в термофільних умовах, механічно обезводнений і підсушений на мулових майданчиках.

Деякі осади вміщують цінні речовини, наприклад кольорові

і рідкі метали, тому їх витягають з осадів тим чи іншим фізико-хімічним методом. Ряд обезвожених осадів може служити сировиною для виробництва будівельних матеріалів, наприклад осади стічних вод металургічної, целюлозно-паперової і деревообробної промисловості.

Для механічного обезводнення важкофільтрувальних шламів застосовують фільтри-преси типу ФІАНМ. Найбільший ефект досягається при обезводненні шламів мінерального походження. Одним з перспективних способів безреагентного згущення і обезводнення осаду виробничих стічних вод являється вібраційне фільтрування, при якому проводиться коливання фільтрувальної перегородки для інтенсивного розділення твердої і рідкої фаз. Для згущення і обезводнення осаду застосовують безнапірні вібраційні фільтри. Знаходить застосування метод заморожування осадів.

Якщо обезводнений осад виробничих стічних вод неможливо використати для яких-небудь цілей, то його спалюють. Розроблений турбобарботажний спосіб спалювання здійснюваний в установках "Вихрь". Для спалювання неутилізуемого органічного осаду застосовують циклонні печі.

## 6.2. Контроль за складом стічних вод

З метою запобігання забрудненню водних об'єктів неочищеними або недостатньо очищеними стічними водами здійснюється контроль за роботою очисних споруд і скиданням стічних вод. Основним завданням при здійсненні контролю за роботою очисних споруд є:

- перевірка ефективності очищення стічних вод;
  - визначення впливу скидуваних стічних вод на водні об'єкти;
  - розробка заходів по удосконаленню роботи очисних споруд.
- Приблизний об'єм аналізів при контролі наведено в табл. 6.1.

Таблиця 6.1

Метод очищення	Очисні споруди	Очікуваний ефект очищення	Об'єм аналізів стічних вод
1	2	3	4
Механічний	Відстійники горизонтальні та вертикальні	Зменшення вмісту завислих речовин і твердих речовин з цим збіль-	Забарвлення, запах, прозорість, завислі

## продовження таблиці 6.1

1	1	2	1	3	1	4
				шення прозорості і зниження БПК <sub>5</sub> .		речовини, вміст осаду за об'ємом.
		Двох'ярусні відстійники		Той самий ефект освітлення для рідкої фази стічних вод. Зміна властивостей осаду /покращання зовнішнього виду, усунення неприємного запаху, ущільнення/.		Вміст аналізу рідкої фази, як при механічному методі очищення. Вид осаду, запах, рН мулової води.
Біологічний		Поля фільтрації та зрошення, біологічні ставки, очищення із застосуванням біофільтрів, аеротенків з розрахунком на повне чи неповне очищення.		Мінералізація органічної речовини, зменшення вмісту й зміна складу за вислих речовин, зміна зовнішніх властивостей стічних вод /забарвлення, прозорість, запах/.		Температура, рН, забарвлення, запах, прозорість, осад за об'ємом, завислі речовини, розчинений кисень, окисленість БПК, азот нітратів та нітритів, специфічні забруднюючі речовини, аналіз мулу /при необхідності/.
Хімічний		Спорути для нейтралізації кислих й лужових промислових вод, споруди для повного або часткового вивільнення стічних вод від шкідливих		Усереднення рН до величини, встановленої розрахунком. Зниження вмісту шкідливих речовин у стічних водах до границь, встановлених розрахунком. Зміна зовнішніх властивостей стічних вод /знебарв-		рН, забарвлення, запах, прозорість, шкідливі речовини, характерні для даного виробництва, залишкова кількість реагентів /у необхідних випадках/.

1	2	3	4
	речовин.	лення, усунення запаху, збіль- шення прозорості/.	
Знезаражу- вання стіч- них вод	Комплекс споруд знезаражування стічної води хлором.	Різде зниження загальної кіль- кості бактерій у воді, значне зниження індексу кишкової палич- ки, вивільнення стічних вод від патогенних мікро- організмів.	Бактеріологічне дослідження із визначенням загальної кіль- кості бактерій в 1 мл та ін- дексу кишкової палички, визна- чення патоген- них мікроорга- нізмів /за по- казниками/. Виз- начення залиш- кового хлору у стічних водах.

Результати аналізів дають змогу визначити ефективність робо-  
ти очисних споруд та оцінити достатність очищення стічних вод.

Ефективність очищення стічних вод визначається порівнянням  
складу стічних вод, що надходять на очисну станцію, із тим скла-  
дом вод, які пройшли через окремі споруди і вийшли із станції.

У процесі виявлення ефективності роботи очисних споруд  
слід визначати якісний склад вод, що скидаються у природні вод-  
ні об'єкти. Контроль за забрудненням здійснюється відбором проб  
стічних вод із подальшим їх аналізом у стаціонарних чи пересув-  
них лабораторіях. Такий метод потребує значних трудовитрат і не  
дає змоги одержувати оперативну інформацію про забруднення. Тому  
останнім часом ведуться розробки приборів, за допомогою яких  
можна було б визначити забруднюючі речовини безпосередньо під  
час вимірювання. Багато з цих приборів нині серійно виготовля-  
ються нашою промисловістю /ЕХО-1, ЕХО-2, ІТ-8001, СХ-1, І-102  
тощо/.



## РОЗДІЛ 7. ПРИКЛАДИ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД

### 7.1. Технологічні схеми очищення стічних вод машинобудівних підприємств

До машинобудівної галузі відносяться підприємства різного профілю автомобілебудування, машинобудування і приладобудування. Ці підприємства витрачають біля 10% свіжої води, споживаної всіма галузями промисловості.

Вода на підприємствах уживається в наступних основних виробництвах і цехах: ливарному, гальванічному, арматурному, механоскладальному, металопокритті і фарбуванні, пресово-ковальському, холодній листовій штамповки, холодній обробки деталей, зварувальному, термічному. При цьому основна її кількість використовується для промивання деталей після травлення, обезжирення і гальванічного покриття.

Стічні води цих виробництв можуть бути концентрованими /відпрацьовані розчини і електроліти/ і розбавленими /промивні води після різних технологічних операцій/. В електролітах концентрація забруднень складає 200...250 г/л, в промивних водах - 100...200 мг/л. Основні забруднюючі компоненти - високотоксичні неорганічні з'єднання. До них відносяться іони важких металів і ціаністи з'єднання. Стоки вміщують кислоти, луги і солі металів.

Велика доля /40...60%/ в загальних заводських стоках належить масловміщуючим водам: відпрацьовані мастильно-охолоджуючі рідини /МОР/, мийні і дезінфікуючі розчини, витіки із систем змащування тощо.

В зв'язку з цим питанням організації очищення стічних вод, вибір способу яких залежить від складу забруднень, концентрації, вартості, можливостей заводу та інших умов, набувають особливої актуальності.

В Українському інституті інженерів водного господарства розроблена технологічна схема очищення кислих цинковміщуючих стічних вод з електролітичною регенерацією цинку з осаду /рис. 7.1/. Кислі цинковміщуючі води поступають в осередник 1, куди подають частину лужного реагенту для полегшення його наступного дозування перед змішувачем 2. Доза суспензії чи соди повинна забезпечити  $\text{pH} = 9...10$ . З нейтралізатора 3 стічні води направляють у флотаційні камери 6 з допомогою насосів, розта-

шованих в насосній станції. Насичення стічних вод повітрям здійснюється при тиску 0,35 мПа на протязі 1,5...2 хв. Тривалість перебування води у флоткамерах – 25 хв. Освітлені стічні води направляють на пінополістирольні фільтри 7 з висотою заправки 1,2 м /швидкість фільтрації – 5 м/г, інтенсивність промивання – 7 л/с · м<sup>2</sup>/, тривалість промивання 3..4 хв./, а потім на іонообмінні фільтри 9 – для доочищення від цинку.

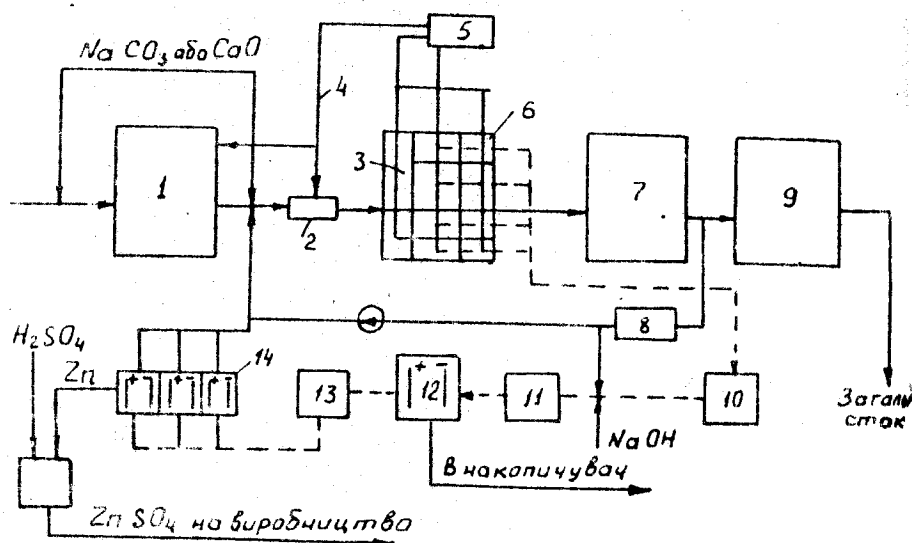


Рис. 7.1. Схема очищення кислих цинковміщуючих стоків з електролітичною регенерацією цинку.

Шлам вологістю 94...96%, вміщуючий цинк у вигляді гідроксиду, направляють в ємність 10. Вміщений в шламі цинк знову переводять в розчинений стан в бакові приготування цинкату II за допомогою їдкого натру, об'єм якого визначають виходячи з умови, при якій концентрація цинку в суміші повинна бути не меншою 8...10 г/л, а концентрація лугу – 200 г/л. Слідуюча операція складається в освітленні розчину цинкату, тобто видавленні з нього бруду і завислих речовин. Для цього використовують електрофлотатор 12 з нерозчинними електродами. Тривалість електрофлотації – 30 хв, густина струму – 800 А/м<sup>2</sup> при напрузі 6...8 В. Вторинний шлам в об'ємі 20...30% суміші видаляють в шламонакопичувач, а очищений цинкатний розчин через бак 13 – на

електролізатори 14, де з нього здобувають цинк, який у вигляді розчину сульфату цинку /в ємності 15/ знову вертають на виробництво.

На рис. 7.2 показана принципова схема установки знешкодження стоків гальванічних і травильних відділень реагентним способом. В якості окислювача при переробці ціановміщуючих стоків застосовується гіпохлорит натрію. Стоки з ємності 4 насосом подаються в реактор 5 очищення від ціанідів, обладнаний мішалкою. Сюди ж дозуються луги з розхідного бака 6 і окислювач з бака 7. На практиці користуються п'ятикратним надлишком окислювача. Окислення проводять в середовищі з рН 10...11 при температурі 20...40° С і механічному перемішуванні.

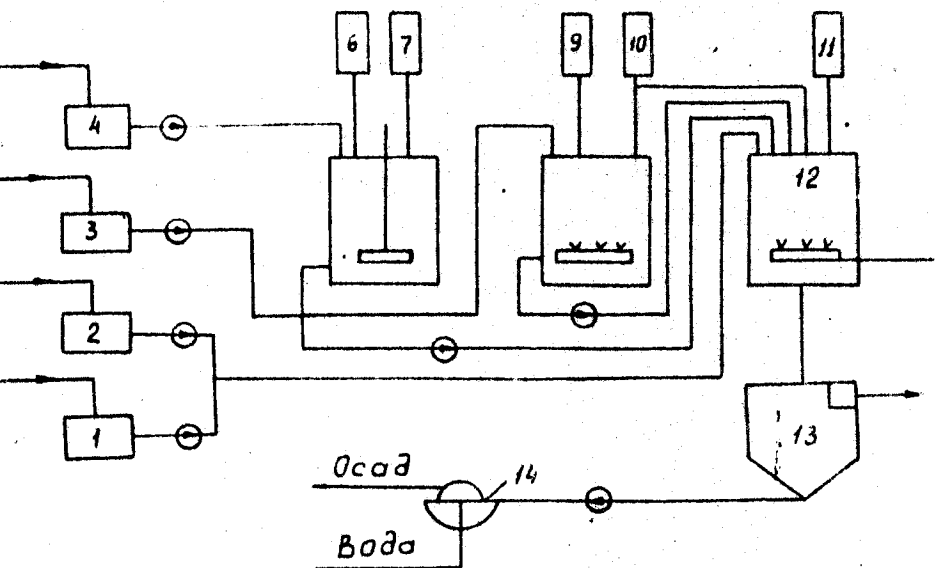


Рис. 7.2. Принципова схема установки очищення стічних вод реагентним способом.

Спосіб знешкодження хромовміщуючих стоків заснований на відновленні шестивалентного хрому до тривалентного в кислому середовищі з наступним осаджуванням гідроокисі хрому лугами. З використовуваного асортименту відновлювачів - сульфїт, бісульфїт, піросульфїт, гідросульфїт натрію, перекис водню, за-

літання купорос - найбільше розповсюдженні отримув бісульфіт натрію.

Хромовміщуючі стоки з ємності 3 подаються в реактор 8 очищення від хрому, куди з бака 10 поступає 10%-й водневий розчин бісульфіта натрію. Для відновлення однієї частини шестивалентного хрому необхідно три частини бісульфіта натрію. На практиці застосовується 5...7 - кратний надлишок.

При необхідності з бака 9 дозується 10%-й розчин сірчаної кислоти для досягнення рН середовища 2..3. Час контакту стоків з реагентами 5..6 хв. Стічні води з апаратів 5 і 8 з кислими і лужними водами /промивними і концентрованими/ із ємностей 1 і 2 поступають на нейтралізацію в апарат 12 /нейтралізатор/ з повітряним перемішуванням. В залежності від співвідношення потоків застосовується або підлужнювання розчином вапняного молока з бака 11, або підкислення 5...10%-м розчином сірчаної кислоти з бака 9. При рН стоків 8,7...9 основна маса розчинених у воді металів випадає в осад у вигляді гідроокислів. При введенні в реакційну камеру 0,19%-го розчину поліакриламід у кількості 2..3 мг/л стоку скорочується час охолодження і зменшується об'єм осаду. Повне осаджування металів досягається при 10%-му надлишку вапняного молока. Після нейтралізації стоки направляються у відстійник 13, а потім на вакуум-фільтр 14. При початковому вмісті іонів важких металів 50...100 мг/л залишкова концентрація їх в очищеній воді відповідає даним табл. 7.1.

Таблиця 7.1

Гідроокис	рН максимального виділення	Залишкова концентрація, мг/л	Добуток розчинності
$\text{Cr}(\text{OH})_3$	8,75	0,05	$6,3 \cdot 10^{-21}$
$\text{Fe}(\text{OH})_2$	8 - 9,5	0,3 - 1	$5,1 \cdot 10^{-10}$
$\text{Ni}(\text{OH})_2$	9,25 - 10	0,25 - 0,75	$2 \cdot 10^{-15}$
$\text{Zn}(\text{OH})_2$	8 - 10,5	0,05	$1,8 \cdot 10^{-13}$
$\text{Cu}(\text{OH})_2$	8 - 9,5	0,1 - 0,15	$2,2 \cdot 10^{-13}$
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	8,5 - 10	2,5	$2,2 \cdot 10^{-14}$

Для очищення промивних стічних вод одного виду /хромовміслюючих, нікельвміслюючих тощо/ застосовується спосіб електродіалізу. Під дією постійного електричного струму катіони і аніони, забруднюючі воду, виводяться через напівпроникні мембрани в одні камери /наприклад, парні/ електродіалізатора, а очищена вода з других /непарних/ направляється в зворотний цикл. Сконцентровані речовини вертаються у виробництво для повторного використання. Принципова схема установки показана на рис. 7.3.

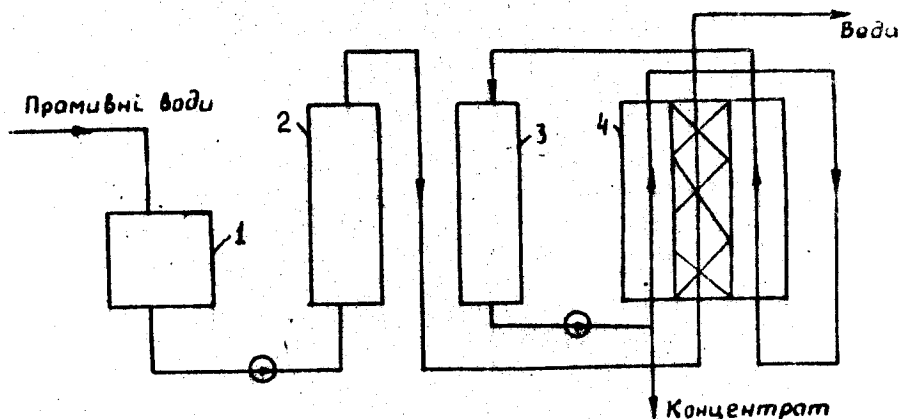


Рис. 7.3. Принципова схема установки очищення стічних вод електродіалізатором.

Промивні води після ванни покриття з ємності І насосом подаються на фільтр 2, заповнений активованим вугіллям для виведення механічних домішок, тому що нерозчинні речовини, осідаючи всередині камер, збільшують електричний опір електродіалізатора і порушують розподілення потоків у камерах. При відсутності домішок вода зразу ж направляється в електродіалізатор 3, розділений по чергово катіонітовими і аніонітовими мембранами.

Режим роботи електродіалізаторів: рН стічної води - 4...9; вміст забруднень - 100...5000 мг/л; густина струму - 0,8...1,6 А/дм<sup>2</sup>; швидкість потоку - 0,5...0,7 л/хв; температура - 18...30° С.

В табл. 7.2 приведена характеристика деяких електродіалізаторів для очищення стоків гальванічних виробництв.

Таблиця 7.2  
Характеристика електродіалізаторів для очищення  
стоків гальванічних виробництв

Електро-діаліза-тор	Продук-тивність, м <sup>3</sup> /г	М а р к а мембрани	Відстань між мемб-ранами, мм	Завод - вигот-овлювач
БДУ-300-2	1,1 - 1,4	МК - 40 МА - 40	1 - 1,2	Алма-Атинський електромеха- нічний Інститут хі- мічних наук АН Казахстану
Е - 400-П	10,4	МК - 40 МА - 40	1 - 1,2	
УФЕ-250	0,25	МК - 40 МА - 40	1 - 1,2	

Принципова технологічна схема очищення ціановміщуючих стічних вод гальванічних цехів показана на рис. 7.4.

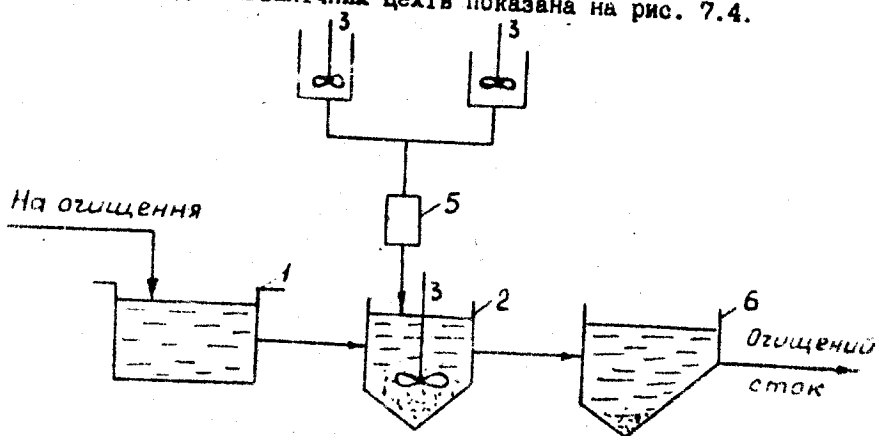


Рис. 7.4. Схема очищення ціановміщуючих стоків.

Стічні води проходять осередник 1, потім поступають в камеру реакції 2, куди з баків 4, дозатором 5 дозується розчин хлорного вапна чи гіпохлориту, вміщуючого 5% активного хлору. Розчини в баках і камері реакції перемішуються механічними мішалками 3. Після реакції води направляють у відстійник для ви-

ведення утворених при підключуванні нерозчинних речовин /гідрокислів металів/ і домішок, поступаючих з хлорним вапном. Тривалість відстоювання – 0,5...1 г. Контролюють очищення по вмісту в очищеній воді залишкового активного хлору. Якщо вміст активного хлору не менше 5 мг/л, то це свідчить про повну відсутність ціанідів.

На рис. 7.5 показана принципова схема іонообмінного, одного з найбільш розповсюджених, способу очищення стічних вод гальванічного виробництва. Стоки з емностей I-4 для осереднення складу і часткового виведення механічних домішок направляються в осередник II. Максимальна концентрація забруднюючих речовин до 400 мг/л. При більшій концентрації обов'язкове розбавлення в осередниках чистою водою. З апарата II стоки насосом подаються в піщано-гравійний фільтр 5 для очищення від механічних домішок. Швидкість руху рідини, віднесена до поперечного перерізу фільтра, 5...7 м/г. Наступний ступінь – очищення активованим вугіллям в апараті 6 від маслопродуктів, ПАР, біологічних домішок тощо.

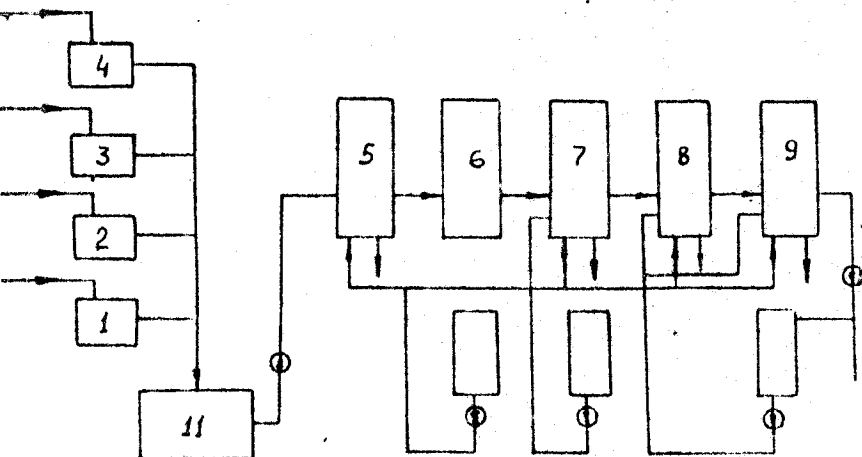


Рис. 7.5. Принципова схема іонообмінної установи очищення стічних вод гальванічних цехів.

Відфільтрована вода направляється в катіонообмінник 7, за-

повнений смолою КУ-2, КУ-8 або КУ-23 у водній формі. Лінійна швидкість руху рідини в апараті 7 складає 10...20 м/г. По досягненні на виході концентрації сорбованих іонів 0,02...0,03 мг·екв/л катіоніт піддають регенерації. Звільнена від катіонів вода поступає в аніонообмінники 8 і 9, заповнені смолами АВ-17-8, АВ-17-16, АН-21, АН-22 або АН-221. При вмісті сорбованих аніонів на виході 3 апарата 0,05...0,1 мг/л аніоніт регенерують.

Після аніонообмінника 9 очищена вода поступає на повторне користування, а також в ємності 10 для промивання колон.

Найбільш простим і економічним способом обеззаражування стічних вод, вміщуючих і стивалентний хром, являється біохімічне очищення, принципова схема якого показана на рис. 7.6.

В ємностях 1...3 відбувається нагромадження хромовміщуючого електроліту, побутових стоків і промивних вод. Для осереднення складу стоків з допомогою насоса здійснюється дозована подача електроліту в ємність 3. Після цього стоки подаються в біовідновлювач 4, в який дозуються побутові стічні води з відстійника 6 і активний мул з резервуара 9. Кількість побутових вод в 1,5...2 рази більша хромовміщуючих, витрати активного мулу - 7 г/л. Камери змішування обладнані механічними мішалками. Концен-

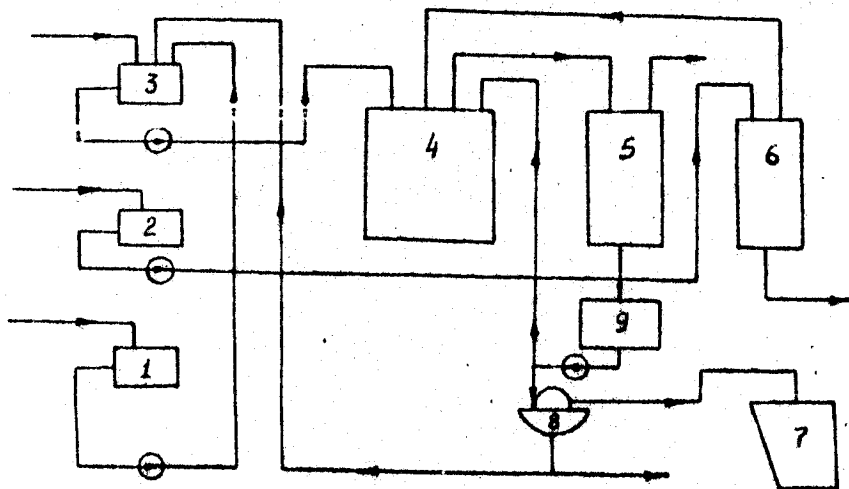


Рис. 7.6. Принципова схема установки біохімічного очищення хромовміщуючих стічних вод.



трація шестивалентного хрому в початкових стоках 75...85 мг/л, рН - 7...II, температура - не вище 20° С, час перебування в апараті 1,5...4 г. Обеззаражені стічні води, активний мул і гідроксид хрому самопливом поступають у відстійник 5. Вода відводиться в побутову каналізацію, активний мул і гідроксид хрому - в резервуар 9. Надлишок муду після обезводнення на вакуум-фільтрі 8 подається транспортером в бункер обезводненого осаду 7.

Експериментально - промислова установка біологічного очищення безперервної дії продуктивністю 47 м<sup>3</sup>/г хромовміщуючих стічних вод з концентрацією шестивалентного хрому в початковій воді 60 мг/л працює на Запорізькому автомобільному заводі "Коммунар". Концентрація хрому в очищених стоках коливається від 0,04 до 0,2 мг/л.

Для очищення стічних вод від важких металів, ціанідів, сульфідів та інших розчинних домішок широко застосовується озонування. На рис. 7.7 представлена схема установки для знезаражування промислових стічних вод гальванічного відділення озонном.

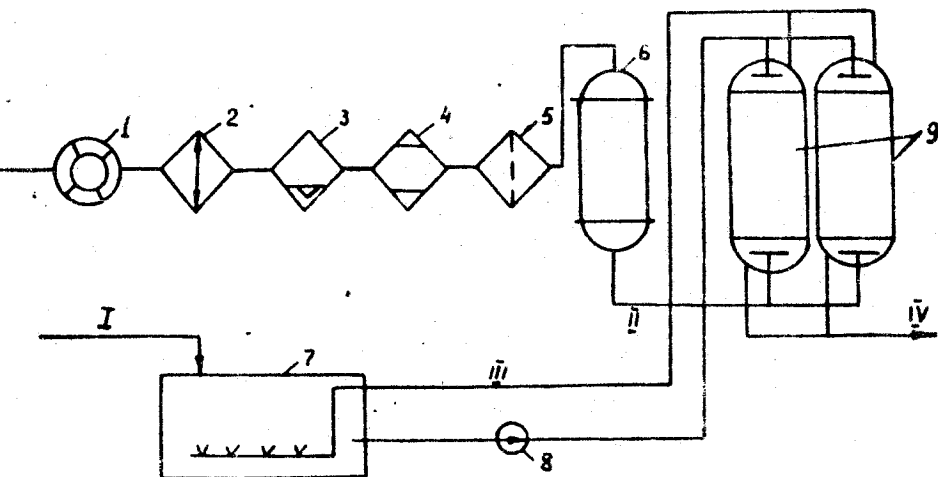


Рис. 7.7. Схема установки для озонування стічних вод гальванічного відділення.

Повітря з компресора I під тиском біля 1 МПа проходить попереднє осушення і очищення в теплообміннику 2, сепараторі 3, адсорбері 4, фільтрі 5 і поступає в генератор озону 6, звичай-

но трубчатого типу. Утворений в генераторі 6 озон II подають в адсорбери 9, куди одноразово поступає початкова стічна вода I з приймального резервуара 7. В адсорберах 9 стічна вода очищається від ціанідів. Очищена вода IV по трубопроводу направляється в зворотну систему водопостачання або на злив в каналізацію. Відпрацьоване повітря III з адсорберів 9 по трубопроводу направляється в приймальний резервуар - осередник 7, в якому барботує через шари початкової стічної води, забезпечуючи рівномірне розподілення домішок у стічній воді.

Обеззаражувальна властивість озону використовується також при очищенні стічних вод від відпрацьованих мастильно-охолоджуючих рідин /МОР/. На рис. 7.8 показана принципова схема установки очищення стічних вод озонуванням. Повітря з компресора I під тиском поступає через редуктор 2 в основний елемент установки - озонатор 4, виконаний у вигляді трикамерної скляної посудини. Центральна і периферійна камери заповнені сірчанов кислотою 50% маси. В цих камерах розміщені два титанових електроди, до яких підводиться пульсуючий струм від силової установки 5 з напругою 10 кВ. В міжелектродному просторі внаслідок

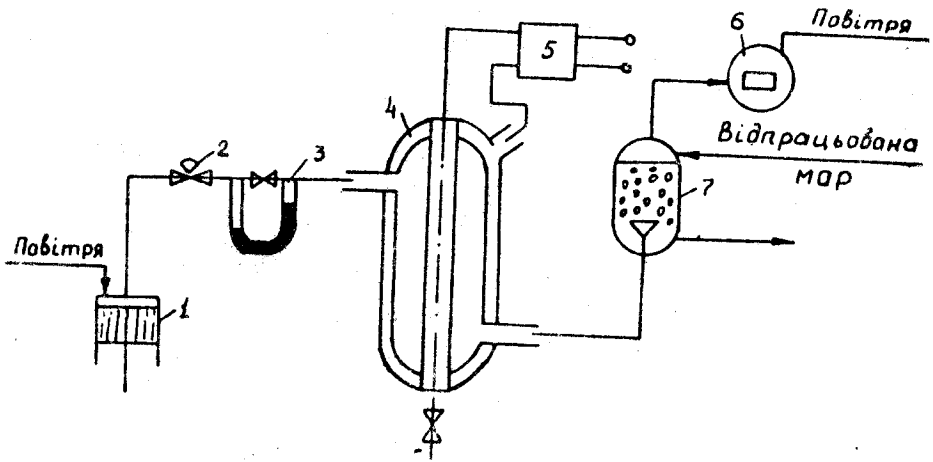


Рис. 7.8. Принципова схема установки очищення відпрацьованих МОР озонуванням.

док електричного розряду утворюється озон. Озоноване повітря поступає в апарат 7 /дрексель/, де барботує через шар відпрацьованої емульсії. Диференціальний манометр 3 і газовий лічильник 6 служать для замірів витрат потоків.

Очищення відпрацьованої МОР на установці продуктивністю 3,5 г/г озону при концентрації повітряно-озонової суміші до 33 мг/л показує, що найбільш ефективно озонування протікає в лужному середовищі в інтервалі рН 12...12,8. На протязі 1...1,5 г поверхнево активні речовини практично повністю руйнуються.

Перспективним способом очищення колоїдно-дисперсних систем являється електрокоагуляція. На рис. 7.9 показана принципова схема установки обеззаражування відпрацьованих МОР даним способом. Процес очищення відбувається в колонному електрокоагуляторі 2 при змішуванні початкової МОР, яка поступає з приймальної ємності 1, з потоком електроліту /чиста технічна вода/. Електроліт подається насосом 7 з резервуара 6. В нижній частині електрокоагулятора електроліт спочатку насичується гідроксидом металу розчинних електродів. При цьому відбувається коалесценція /злиття/ частинок емульгованого масла. Утворені при електролізі бульбашки водню проявляють флотаційний ефект, сприяючи прискоренню розділення фаз. Очищена вода з апарата 2 збирається в резервуарі 5. Для зниження концентрації вогнево-повітряної суміші у верхню частину електрокоагулятора подається повітря, об'єм якого визначається межами вибухонебезпечних концентрацій водню: нижній - 4, верхній - 74 об'ємних відсотків. Крім цього, подача повітря інтенсифікує процес виділення піни в циклон 3. Виділені забруднення накопичуються в збірнику шламу 4.

Ступінь очищення залежить від умов проведення процесу, Звичайно він коливається в діапазоні 80...90% від потенціалу.

Описаний спосіб очищення універсальний і надійний в експлуатації. Застосування його дозволяє забезпечити компактність, можливість повної автоматизації процесу і утилізації розділених фаз.

З термічних способів, застосовуваних при обробці відпрацьованих МОР, найбільше розповсюдження набули вогневе обеззаражування і упарювання.

Принципова схема установки вогневого обеззаражування відпрацьованих емульсій, розробленої ВНІІПК нафтохімом і впровадженої на Київському заводі станків і автоматів, представлена на

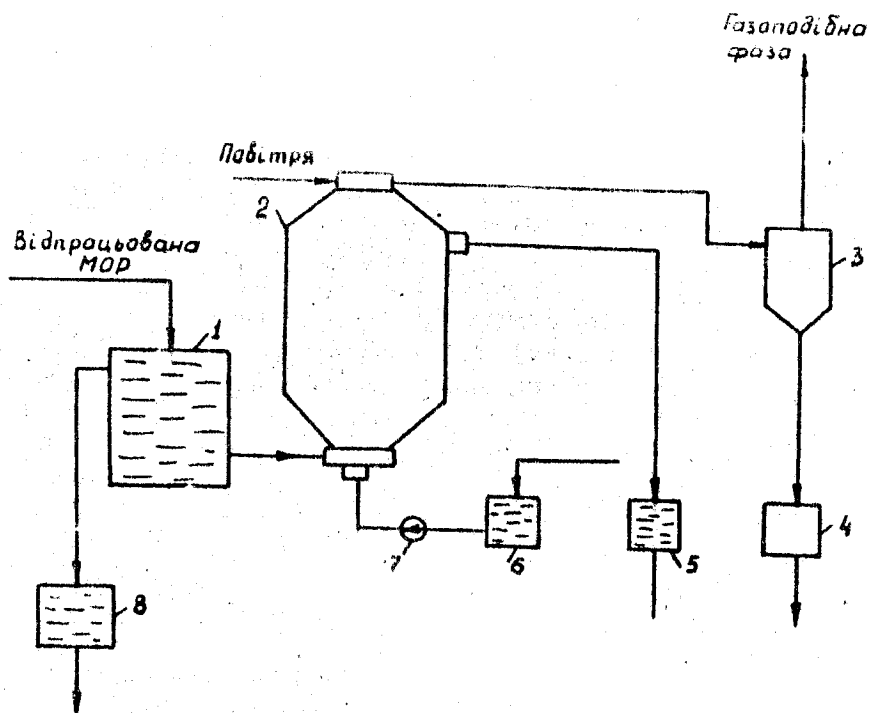


Рис. 7.9. Схема установки очищення відпрацьованих МОР електрокоагуляцією.

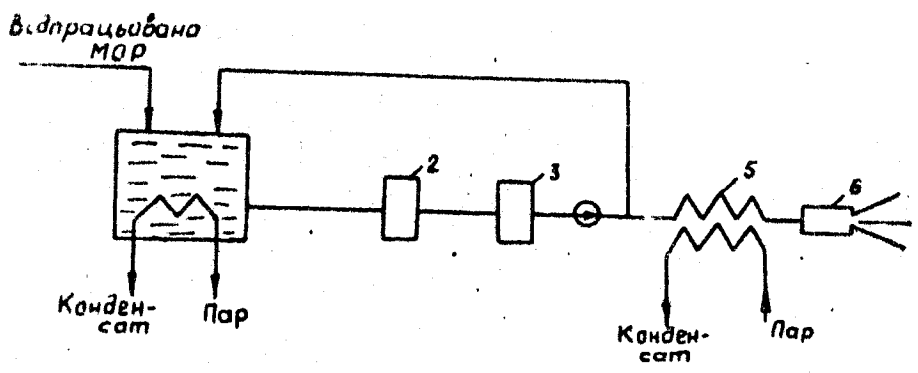


Рис. 7.10. Принципова схема установки вогневого обеззаражування відпрацьованих МОР.

рис. 7.10. Відпрацьовані МОР подаються в резервуар I, оснащений паровим регістром для попереднього підігрівання до температури  $90...95^{\circ}\text{C}$ . Емульсія за допомогою насоса 4 через фільтри грубого 2 і тонкого 3 очищення подається в теплообмінник 5, де нагрівається водяним паром до температури  $120...130^{\circ}\text{C}$ , після чого направляється на форсунки 6 розподільного пристрою для спалювання в топці котла чи у печі. Вузол спалювання може працювати на газоподібному, рідкому чи комбінованому паливі. Кількість обробленої емульсії обмежена, тому що при збільшенні вологовмісту знижується температура точки роси відхідних димових газів і збільшується їх корозійна агресивність. Продуктивність котлоагрегатів типу ДКВР 10/13 при роботі на мазуті вказаним способом до  $150\text{ л/г}$ , а при роботі на газоподібному паливі – до  $400\text{ л/г}$  емульсії.

Упарювання відпрацьованих МОР здійснюють у випарних апаратах різного типу. На рис. 7.11 показана принципова схема установки з апаратом заглибленого горіння /АЗГ/. Відпрацьована емульсія з прийнятною вмісттю 5 насосом 6 подається в АЗГ I, в якому проходить її упарювання завдяки контакту з продуктами згорання палива. При цьому водна фаза випаровується і разом з димовими газами через циклон 2 направляється в пінний конденсатор 3, в якому парогазова суміш охолоджується, а пари води частково конденсуються в пінному шарі. Відвід теплоти конденсування

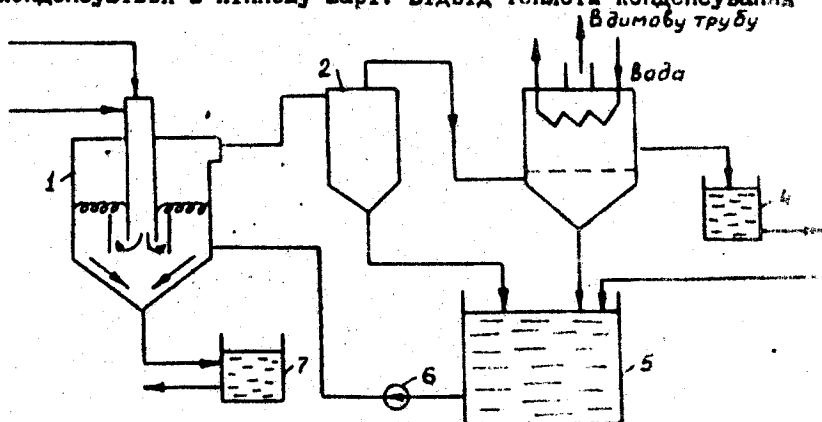


Рис. 7.11. Схема установки упарювання відпрацьованих МОР в апараті заглибленого горіння.

здійснюється улаштуванням водняним змішувачем. Конденсат зливається в ємність 4, а продукти згорання направляються в димову трубу. Продуктивність установки по упарюванню води – 30 кг/г. Ступінь видалення конденсату складає 70...80%. Утворена органічна фаза після виключення апарата відводиться в резервуар 7 і може бути використана як добавка до рідкого палива чи до нової партії емульсії.

"Мосводоканалнийпроект" розроблена і введена у виробництво установка для очищення виробничих стічних вод під назвою "Кристалл" /рис. 7.12/.

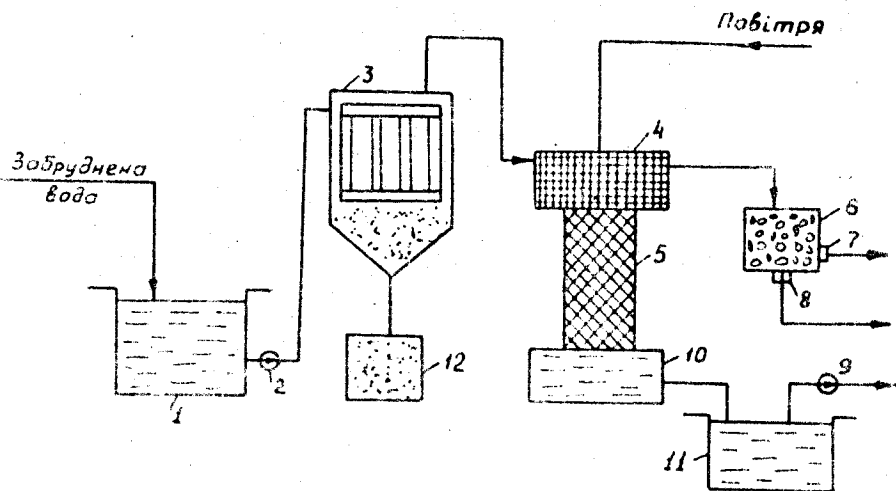


Рис. 7.12. Схема очищення стічних вод на установці "Кристалл".

Дія установки заснована на послідовній фільтрації з метою затримання завислих речовин і виведенні нафтопродуктів за рахунок використання вібраційного фільтра і застосування в якості фільтруючого елементу синтетичних нетканних матеріалів /сипрон, возопрен, синтепрон та ін./, володіючих найбільшою адсорбційною властивістю до нафтопродуктів.

Забруднена вода поступає в резервуар – відстійник I, звідки насосом 2 під тиском 200...250 кПа по трубопроводу поступає в віброфільтр 3. Після фільтрації із віброфільтра вода поступає в блок повторного очищення від нафтопродуктів спочатку в камеру грубого /первичного/ очищення 4, а потім в камеру для остаточно-

ного /повторного/ очищення 5, звідки направляється в збірник чистої води 10. Осад у вигляді піску, мулу осідає в конусній частині віброфільтра, з якого періодично видаляється в бункер-збірник осаду 12.

В камері грубого очищення води відбувається коалесценція /зрупнення частинок/ емульсії і утворення шару нафтовідходів. Прискорення скидання нафтовідходів з поверхні води здійснюється шляхом подачі стиснутого повітря. Далше нафтовідходи самопливом поступають в збірник 6, а звідти через патрубок 7 на переробку.

Очищена від нафтопродуктів вода з камери грубого очищення поступає в камеру остаточного очищення, після чого зливається в резервуар чистої води II, з якого за допомогою насоса 9 подається в систему зворотного водопостачання.

Залишки води із збірника нафтовідходів 6 через патрубок 8 подаються в резервуар I на повторне очищення.

Висока якість очищення води від завислих речовин досягається у віброфільтрі завдяки використанню касет, обтягнутих металевим сіткою з розмірами ячеїки 40 мкм і вище, утворюючих робочий шар, через який фільтрується вода. Струшування касет з допомогою вібратора забезпечує інтенсивне видалення осілих завислих частинок. Завдяки автоматизації процесу струшування, яке здійснюється при зростанні гідравлічного опору води до визначеної межі, забезпечується підтримання оптимальної товщини робочого шару мула, гарантує ефективність очищення.

Розроблені проекти установки "Кристалл" з батареями продуктивності 10, 30, 60, 90 і 120 м<sup>3</sup>/г. Особливо велике розповсюдження набула установка продуктивністю 30 м<sup>3</sup>/г на автономних підприємствах [20].

При проектуванні зворотних систем водопостачання промислових підприємств необхідно планувати очищення і повторне використання поверхневих стічних вод. Схема такого очищення представлена на рис. 7.13. Стічні води з водозбірних колекторів по трубопроводу 2 поступають у відстійник-осередник I, звідки насосом 4 вони подаються на піщаний фільтр 6 і далше поступають в резервуар 7 очищеної води і по трубопроводу 8 направляються для використання в різних цілях. Осад, який відкладається у відстійнику-осереднику I, поступає в ущільнювач осаду 12, в який також по трубопроводу II подають осад з резервуара промивної води 10,

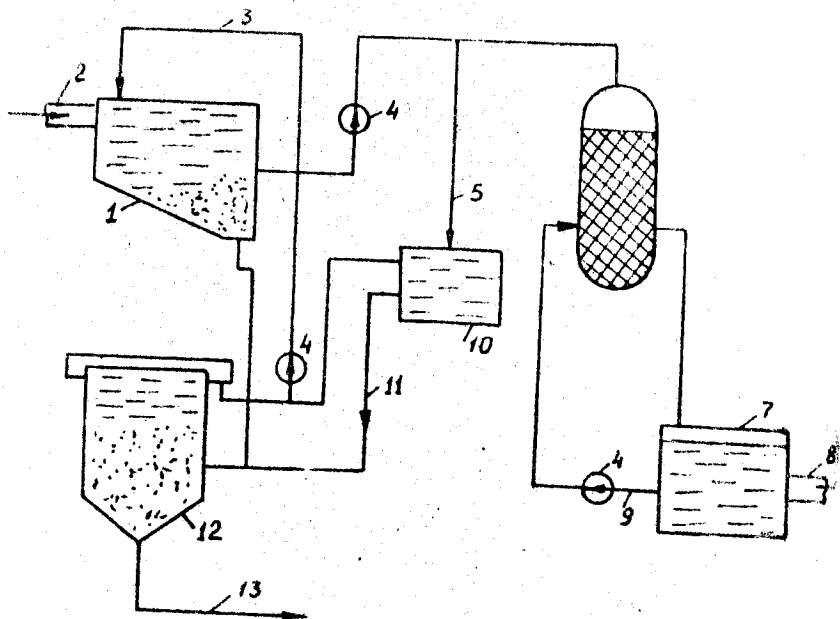


Рис. 7.13. Схема очищення поверхневих стічних вод.

утвореної при промиванні фільтра 6 очищеною водою з резервуару 7 через трубопровід 9 і насос 4. Промивна вода з фільтра 6 поступає в резервуар 10 по трубопроводу 5 і насосом 4 через трубопровід 3 направляється у відстійник-осередник I. Удільнений осад періодично вивантажується з удільнювача 12 по трубопроводу 13.

Очищені поверхневі стічні води використовують для зворотного водопостачання, а також в системах пожежогасіння.

Заслужує уваги комбінована схема глибокого очищення міських /суміш побутових і виробничих/ стічних вод в м. Роузмонт /США/ показана на рис. 7.14.

На станції передбачено очищення стічних вод від пливальних забруднень і піску, осереднення стічних вод, обробка їх вапном, хлорним залізом і аніонним флокулянтом при  $\text{pH} = 11,5$ , відведення від води основної маси скоагульованих забруднень в освітлювачах при корективці  $\text{pH}$  до  $9 \dots 8,5$  шляхом додавання сірча-



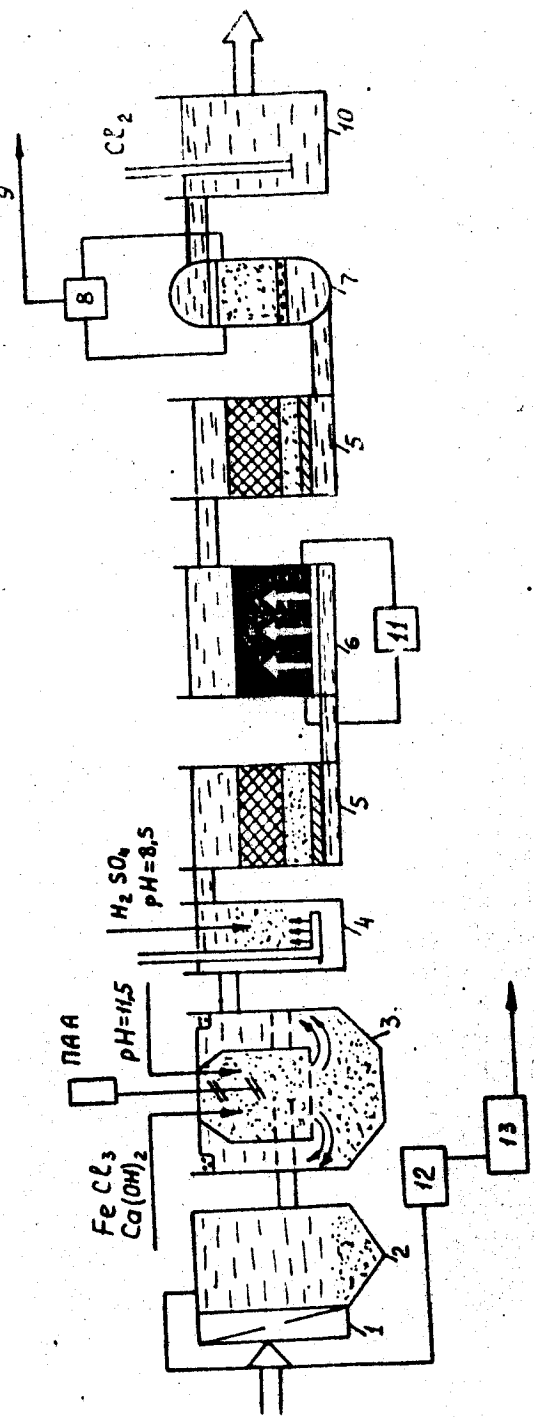


Рис. 7.14. Технологічна схема фізико-хімічного очищення стічних вод м. Роузмаунт /США/.

1 - решітка; 2 - пісколовка; 3 - комбінований відстійник-освітлювач; 4 - регулювання рН;  
 5 - двохшаровий фільтр; 6 - фільтр з активованим вугіллям; 7 - фільтр, завантажений кль-  
 нопілітом; 8 - блок регенерації кльнопілітності; 9 - 1%-на аміачка вода; 10 - контакт-  
 ний резервуар; 11 - блок регенерації активованого вугілля; 12 - утілювач осаду; 13 - цех  
 обезводження осаду.

ної кислоти, відділення неосілих в освітлювачах забруднень при фільтруванні через антрацитопіщані фільтри, видалення розчинених органічних забруднень при фільтруванні води через шар активованого вугілля, виділення залишку завислих речовин шляхом фільтрування через антрацитопіщані фільтри, видалення з'єднань азоту в процесі фільтрування стічної води через іонообмінний матеріал - кльнптололіт, обеззаражування води хлоруванням.

Осадок з освітлювачів направляється в мулоудільнювач, потім обезводнюється і вивозиться у відвал.

Для виділення скоагульованих забруднень від води на станції передбачено два освітлювачі-флотатори. Глибина їх 4,2 м, діаметр - 7,5 м. Освітлювачі обладнані камерами швидкого і повільного перемішування, а також системами для введення реагентів і рециркуляції осаду. Час перебування стічної води в освітлювачі - 4 г.

Для відділення неосілих в освітлювачі забруднень використовуються два антрацитопіщані фільтри діаметром 2,4 м, загальною площею фільтрування 18 м<sup>2</sup>. Висота шару антрациту - 0,9 м, висота шару піску - 0,3 м. Швидкість фільтрування прийнята рівною 3 м/г.

Адсорбційний ступінь очищення складається з шести фільтрів завантажених активованим вугіллям. Фільтри з'єднані попарно в три блоки і працюють в кожному блоці послідовно. Постійно працюють два блоки фільтрів, а один знаходиться на регенерації. Кожен фільтр висотою 3,5 м вміщує 24 т активованого вугілля.

Вода фільтрується знизу уверх. Відпрацьоване вугілля видаляється з нижньої частини фільтра, а регеноvané додається зверху. Наслідком цього являється високий ступінь очищення, тому що адсорбція на свіжорегенованому вугіллі проходить з більш чистої води.

Відпрацьоване вугілля направляється на термічну регенерацію при температурі 930° С, здійснювану в багатоподових печах.

В процесі експлуатації вугільні фільтри піддаються періодичному зворотному промиванні.

Біохімічні процеси, виникаючі в товщі вугільної засипки, приводять до періодичного винесення з неї завислих речовин /фрагменти відмираючої біоплівки, клітини мікроорганізмів, вугільного пилу тощо/. Для виділення їх передбачено повторне фільтрування стічної води через антрацитопіщані фільтри. Конструкція і параметри їх аналогічні фільтрам, які застосовуються

перед адсорбційним очищенням.

Амонійний азот видаляється іонообмінним методом шляхом фільтрування стічної води через клиноптилоліт. Відпрацьовану засипку регенують розчином хлорного натрію при рН 10,5 і температурі 27° С. Розчин кухонної солі відновлюють при рН = 11,5 в колоні, через яку пропускають водяний пар. Аміак при цьому поглинається водою. 1% -на аміачна вода використовується в якості добрива.

Ефективність очищення стічної води приведена в табл. 7.3.

Таблиця 7.3

Стічна вода	Х П К	БПК <sub>5</sub>	Завис-лі речовини	Азот амонійний	Фосфор загальний	рН
Поступаюча	400-600	200-400	200-500	15-35	5-15	6,5-8,5
Очищена	10	<10	<10	<1	<1	8,5.
Ефективність очищення, %	97 - 98	95-97	95-98	94-97	85-93	-

## 7.2. Очищення радіоактивних стічних вод

Розвиток атомної енергетики і широке застосування ізотопів у народному господарстві призводить до утворення стічних вод, вміщуючих радіоактивні речовини.

Радіоактивні речовини по своїй біологічній небезпеці відносяться до категорії найбільш шкідливих речовин. Їх небезпека оцінюється перш за все характером радіоактивного випромінювання. Якщо альфа-промені, поглинені верхніми шарами шкіри, відносно малонебезпечні, то бета-промені викликають важкі опіки, а нейтронно- і гама-випромінювання проникають у важливі органи і порушують їх життєві функції.

Здібність радіоактивних елементів накопичуватися у донних відкладеннях, рослинах, організмах тварин і людей збільшує їх небезпеку.

Джерелами забруднення води радіоактивними елементами являються: гірничі розробки для добування природної сировини; промивання руди; добування і збагачування урану; виготовлення тепловиділяючих елементів для реакторів і наступна регенерація вигорілих елементів; експлуатація ядерних реакторів; отримання виділення і концентрування радіоактивних елементів, утворюваних у реакторі, на радіохімічних заводах; використання радіоактивних ізотопів у промисловості, наукових підприємствах, медицині.

З великого числа радіоактивних ізотопів, які застосовуються в народному господарстві, у стічних водах зустрічаються біля 60...70 найменувань, з яких приблизно четверту частину складають короткоживучі, період піврозпаду яких вимірюється секундами і годинами, а решта - довгоживучі, їх період піврозпаду обчислюється днями і багатьма роками. Характеристика основних ізотопів, які зустрічаються у водах, приведена в табл. 7.4.

Таблиця 7.4

Характеристика радіоактивних ізотопів

І з о т о п	Порядковий номер елемента	Характер випромінювання	Період піврозпаду, д - днів, р - років	Гранично допустимі концентрації, К <sub>г</sub> /л
1	2	3	4	5
Тритій - 3	1	β	12,4 р	5 · 10 <sup>-6</sup>
Вуглець - 14	6	β	5270 р	1 · 10 <sup>-7</sup>
Фосфор - 32	15	β	14,3 д	1 · 10 <sup>-8</sup>
Кальцій - 45	20	β	163 д	5 · 10 <sup>-9</sup>
Хром - 51	24	γ	27,8 д	1 · 10 <sup>-6</sup>
Залізо - 59	26	βγ	47,1 д	1 · 10 <sup>-7</sup>
Кобальт - 60	27	βγ	4,95 р	5 · 10 <sup>-9</sup>
Цинк - 65	30	βγ	250 д	1 · 10 <sup>-7</sup>
Миш'як - 76	33	βγ	1,1 д	1 · 10 <sup>-7</sup>
Стронцій - 89	38	β	53 д	5 · 10 <sup>-9</sup>
Стронцій - 90	38	β	19,9 р	5 · 10 <sup>-10</sup>

продовження таблиці 7.4

I	1	2	3	4	5
Кадмій - I09	48		$\gamma$	470 д	$5 \cdot 10^{-5}$
Кадмій - II3	48		$\beta$	5,1 р	-
Кадмій - II5	48		$\beta\gamma$	43 д	-
Йод - I31	53		$\beta\gamma$	8,1 д	$5 \cdot 10^{-10}$
Цезій - I34	55		$\beta\gamma$	2,3 р	$1 \cdot 10^{-7}$
Цезій - I37	55		$\beta\gamma$	33 р	$1 \cdot 10^{-8}$
Барій - I40	56		$\beta\gamma$	13,4 д	$5 \cdot 10^{-8}$
Церій - I44	58		$\beta\gamma$	282 д	$1 \cdot 10^{-7}$
Полоній - 210	84		$\beta\alpha\gamma$	138 д	$5 \cdot 10^{-11}$
Радій - 226	88		$\alpha\gamma$	1590 р	$5 \cdot 10^{-11}$
Плутоній - 239	94		$\alpha\gamma$	$2,4 \cdot 10^4$ р	-

Радіоактивні елементи, які знаходяться у воді, входять у склад розчинених речовин, або в склад колоїдів чи суспензій, що в деякій мірі і визначає способи очищення стічних вод.

Другим фактором, від якого залежить вибір способу очищення, являється активність води. По активності стічні води розділяють на високоактивні - активність більше  $100 \text{ Кі} / \text{л}$ , середньоактивні -  $10^{-5} \dots 10^{-4} \text{ Кі} / \text{л}$ , неактивні -  $10^{-7} \dots 10^{-6} \text{ Кі} / \text{л}$ .

Найбільш розповсюджені наступні фізико-хімічні і біологічні способи очищення радіоактивних стічних вод:

1/ о с а д ж у в а н н я, при якому у воду вводиться стабільний ізотоп або його сіль; після змішування чи після хімічних реакцій ізотопи осаджуються;

2/ ко а г у л ю в а н н я з о с а д ж е н н я м, яке застосовується для очищення стічних вод, вміщених радіоактивні колоїди. Наприклад, для видалення радіоактивного фосфору застосовують сірчаноокислий алюміній або хлорне залізо;

3/ а д с о р б ц і я радіоактивних речовин на сорбентах, які вводяться у воду з наступним їх осадженням;

4/ і о н н и й о б м і н на іонітових фільтрах в одно-

разовим обезсолюванням і пом'якшенням води;

5/ реагентне пом'якшення води з одноразовим видаленням радіоізопоів; для пом'якшення води застосовують воду і вапно;

6/ випарювання - вода випаровується, а сухий залишок, змішаний радіоактивні речовини, направляється на поховання;

7/ біологічне очищення радіоактивних вод на аеротенках і біофільтрах.

Високоактивні стічні води обеззаражуються способом випарювання і реагентним обробленням.

Для очищення стічних вод з середньою активністю застосовуються осадження, коагулювання та іонний обмін.

Малоактивні стічні води очищаються любым способом, однак кожний із них ефективний тільки по відношенню до деяких ізопоів.

При відстоюванні і фільтруванні стічні води звільняються тільки від ізопоів, які входять в склад нерозчинної фази. Додання коагулянтів дозволяє витягати деякі розчинені і колоїдні радіоактивні речовини. На пластівцях гідроксиду алюмінія добре сорбуються фосфор - 32 /96...97%/, слабше - стронцій - 90 /50%/, гідроксид заліза сорбує фосфор - 32 /99%/, стронцій - 90 /97%/, церій, цирконій, ніобій /98%/. Застосовують і інші коагулюючі і сорбуючі добавки - глини, металевий порошок тощо.

Оброблення води содою і вапном приводить до звичайних реакцій пом'якшення, при цьому випадуючий в осад кальцій виявляється хорошим носієм для стронція - 89, стронція - 90, фосфора - 32. Багаторазове використання осаду підвищує ефективність витягування цих ізопоів до 99%.

Фосфатами і вапном осаджують стронцій, цинк, церій.

Для очищення стічних вод атомних електростанцій /АЕС/ застосовується декілька спеціалізованих водоочисток /СВО/, які обслуговують окремі технологічні схеми.

Наприклад, для АЕС з реакторами типу ВВЕР:

СВО - 1 - очищення стічних вод реактора;

СВО - 2 - очищення боровмішуючого концентрата;

СВО - 3 - очищення витрачуваних вод /саншлюзи, санпральні тощо/;

СВО - 4 - очищення вод басейна витримки;

СВО - 5 - очищення вод котлів.

Принципова схема СВО-3, на яку затрачується основна кількість стічних вод показана на рис. 7.15.

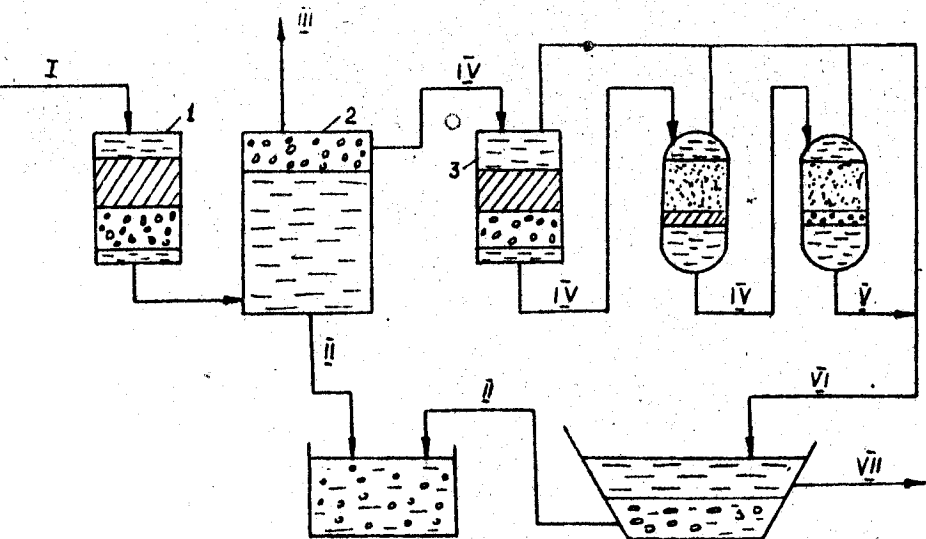


Рис. 7.15. Принципова схема СВО-3.

Стічні води I поступають на фільтр I механічного очищення, де очищаються від грубодисперсних домішок, потім - у випаровувальний апарат 2, в якому випаровуються і конденсуються. З випаровувального апарата конденсат IV направляється на послідовне оброблення в механічний фільтр 3, катіонітовий 4 і аніонітовий 5 фільтри, після яких чистий конденсат У направляється в спецаналізацію. Кубові залишки II з випаровувального апарата направляються в збірник рідких відходів 7, а гази III - на спеціальне очищення. Пульпа з фільтрів 3, 4 і 5 відводиться в збірник-відстійник пульпи 6, звідки освітлена вода VII повертається на повторне очищення, а кубові залишки - в збірник рідких відходів.

Всі елементи СВО-3 дубльовані.

Особливою проблемою при очищенні стічних вод являється ліквідація твердих чи згущених радіоактивних відходів - осадів, залишків після випаровування, відірацьованих сорбентів та іонообмінних матеріалів тощо, тому що в радіоактивному відношенні

Вони дуже небезпечні. Відходи поміщають у бетонні корозійно-стійкі контейнери або сплавляють разом з силікатами в блоки, які опускають в підземні бетонні резервуари, розташовані у віддаленій від житла місцевості. Деколи контейнери і блоки розташовують в старих гірничих виробках при умові, що там може бути організований радіометричний контроль.

Збереження концентратів рідких радіоактивних відходів /кубових залишків і пульп/ в ємностях розглядається як тимчасова міра із-за можливих протікань і забруднення навколишнього середовища. Передбачається, що на всіх діючих і проєктованих АЕС концентрати будуть переводитися в твердий стан. Тому головна вимога до концентратів, які направляються на тимчасове збереження, - відсутність великої кількості завислих речовин, які переходять в злежані донні відкладення, затруднюючі спорожнювання ємностей.

В програму робіт, зв'язаних з затвердінням радіоактивних відходів, входить:

- вибір оптимальних методів затвердіння в залежності від питомої активності, складу і об'ємів відходів;
- розроблення і дослідна перевірка технологічних процесів і надійного апаратурного забезпечення;
- утворення споруд для тимчасового збереження затверділих відходів;
- вибір і вивчення геологічних формацій для захоронення затверділих відходів.



## РОЗДІЛ 8. ОСНОВНІ ПОЛОЖЕННЯ ГІДРАВЛІКИ

8.1. Основні величини гідростатики  
і гідродинаміки

Густина - маса рідини в одиниці об'єму. Для однорідної рідини /стічні води розглядаються як однорідні рідини/

$$\rho = \frac{M}{V}, \text{ кг/м}^3, \quad / 8.1 /$$

де  $M$  - маса рідини, кг;

$V$  - об'єм маси, м<sup>3</sup>.

Питома вага однорідної рідини

$$\gamma = \frac{G}{V}, \text{ кг/м}^3, \quad / 8.2 /$$

де  $G$  - вага рідини, 1 кгс = 9,8 Н.

Густина і питома вага мають такий зв'язок:

$$\gamma = \rho g, \text{ кг/м}^3, \quad / 8.3 /$$

де  $g$  - прискорення вільного падіння /сили земного тяжіння/, м/с<sup>2</sup>, 9,81 м/с<sup>2</sup>.

Вони залежать від температури /значення знаходяться по довідниках [28, 31].

Гідростатичний натиск рідини обумовлюється її власною вагою. Наприклад, для води на нижню поверхню стовпа висотою 10 м діє гідростатичний тиск /він ще називається тиском стовпа води/ 10<sup>5</sup> Па або 0,1 МПа, або 1 атм. Це потенціальна енергія [29, 30].

Тиск рідини дорівнює

$$P = \gamma h = \rho g h, \text{ Па}, \quad / 8.4 /$$

де  $h$  - висота стовпа рідини, м.

Величина  $P/\gamma$  називається питомою енергією тиску. Якщо на верхню поверхню стовпа рідини діє додатковий тиск  $P_0$ , то загальний тиск називається гідростатичним тиском

$$P = P_0 + \gamma h, \text{ Па}, \quad / 8.5 /$$

де  $P_0$  - додатковий тиск /можна не враховувати атмосферний тиск/, Па.

## 8.2. Основні залежності гідростатики

Ємності, які сполучені між собою, мають однакові рівні /висоти  $h_i$  / для однорідної рідини і неоднакові для різнорідних, в яких рівні встановлюються обернено пропорційно питомим вагам рідин, тобто

$$\frac{h_1}{h_2} = \frac{\rho_2}{\rho_1} \quad / 8.6 /$$

У фізиці це називається законом ємностей, які сполучені між собою.

Якщо поверхні рідин, зміщених у ємностях з різною площею  $S_1$  і  $S_2$ , діють різні тиски  $P_1$  і  $P_2$  на ці поверхні, то вони зрівноважуються при умові, що

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{S_1}{S_2}, \quad P_1 S_2 = P_2 S_1, \quad / 8.7 /$$

тобто тиски обернено пропорційні площам поверхонь рідин. У фізиці це називається дією гідравлічного пресу.

## 8.3. Основні залежності гідродинаміки

В гідродинаміці розглядають рух не окремої молекули рідини, а цілого елемента об'єму. При цьому цей елемент вважається частинкою або точкою рідини. Окремі частинки, сполучені в одну лінію, називаються лінією струму. Вона визначається як лінія, дотична до якої у будь-якій точці простору дає напрямлення швидкості  $\vec{V}$  /рис. 8.1а/.

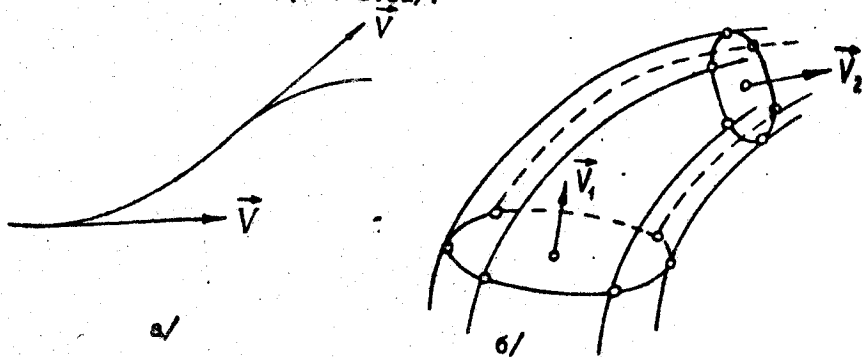


Рис. 8.1. Лінія і трубка струму.

Частина рідини, яка обмежена зі всіх сторін лініями струму, називається трубкою струму, /рис. 8.16/. Для повного описання стану рідини треба мати 5 величин: три компоненти по просторовим вісям в залежності від часу  $x, y, z, t$  / швидкості  $U$ , тиску  $P$ , густини  $\rho$ .

Важливим положенням є суцільність рідини, що обґрунтовується теоремою про нерозривність струменю

$$\rho U S = \text{const}, \text{ для нестискаємої рідини } / 8.8 /$$

$$U S = \text{const},$$

де  $S$  - площа поперечного перерізу,  $m^2$ .

Закон Бернуллі для ідеальної рідини, в якій відсутнє тертя, встановлює: в стаціонарному потоці сума статичного  $\rho g h$  / і динамічного  $\rho U^2/2$  тисків остається постійною. Вона відповідає гідростатичному тиску в нерухомій рідині. Якщо рідина тече в полі дії сил земного тяжіння, то рівняння Бернуллі:

$$\rho g h + \frac{\rho U^2}{2} + P_0 = \text{const}, \quad / 8.9 /$$

де  $P_0$  - зовнішній тиск на рідину /атмосферний, надмірний/, Па.

Статичний тиск обумовлюється потенціальною енергією, динамічний - кінетичною [29, 30].

Наслідки рівняння Бернуллі.

1. Якщо рідина тече по похилій трубці /канаві/ з неоднаковою площею  $S$  перетину і має у вищій частині параметри  $P_1, U_1, h_1$ , у нижчій  $P_2, U_2, h_2$ , то рівняння буде мати вигляд

$$\rho g h_1 + \frac{\rho U_1^2}{2} + P_1 = \rho g h_2 + \frac{\rho U_2^2}{2} + P_2, \text{ Па } / 8.10 /$$

Повний тиск  $P$  буде становити

$$\rho g h + \frac{\rho U^2}{2} + P_0 = P = \text{const} \quad / 8.11 /$$

2. Якщо рідина тече по горизонтальній трубці, то маємо

$$\frac{\rho U_1^2}{2} + P_1 = \frac{\rho U_2^2}{2} + P_2, \text{ Па}, \quad / 8.12 /$$

тобто тиск вищий у тій частині труби, де менша швидкість течії.

3. При витіканні струменю рідини з невеликого отвору ши-





рокуї відкритої ємності /нафтовловлювачі, відстійники тощо/

$$\rho g h_1 = \frac{\rho V^2}{2} + \rho g h_2, \text{ Па}; V = \sqrt{2gh}, \text{ м/с}, \quad / 8.13 /$$

де  $h_1$  - висота відкритої поверхні ємності, м;  
 $h_2$  - висота отвору, м;  
 $h = h_1 - h_2$  - висота поверхні ємності над отвором, м;  
 $V$  - швидкість витoku рідини з отвору, м/с.

В реальних отворах рідина протікає переборюючи опір стінок, тому вводиться коефіцієнт витoku

$$V = \mu \sqrt{2gh}, \text{ м/с}, \quad / 8.14 /$$

який буде дорівнювати для отворів  = 0,62;  
 = 0,85;  = 0,9;  = 0,97.

#### 8.4. Режим руху рідини

Є два види режиму: ламінарний та турбулентний.

Ламінарна /шарова/ це така течія рідини, при якій частинки рідини рухаються уздовж прямолінійних траєкторій і не перемішуються між собою. Вона може бути подана у вигляді шарів, які рухаються з різними швидкостями. Між шарами виникають сили внутрішнього тертя, які враховуються коефіцієнтом динамічної в'язкості  $\eta$ , Па·с /береться з довідників [28, 31].

Об'єм рідини, що протікає через поперечний переріз за час  $t$ , визначається по формулі Пуазейля:

$$V = \frac{\pi \Delta P t R^4}{8 \eta \ell}, \text{ м}^3/\text{с}, \quad / 8.15 /$$

де  $\Delta P$  - різниця тисків на початку і в кінці труби, Па;  
 $t$  - тривалість протікання рідини, с;  
 $R$  - радіус труби, м;  
 $\ell$  - довжина труби, м.

Якщо рідина протікає не в трубах, а у водоводах: /руслах, річках, канавах, природних ровах тощо/, то в такому разі обчислюється умовний радіус, який називається гідравлічним

$$R = \frac{S}{\chi}, \text{ м} \quad / 8.16 /$$

де  $S$  - поперечний перетин водоводу, береться середнє значення,  $\text{м}^2$ ;

$\chi$  - змочений периметр, м.

Знаходження гідравлічного радіуса показано на рис. 8.2.

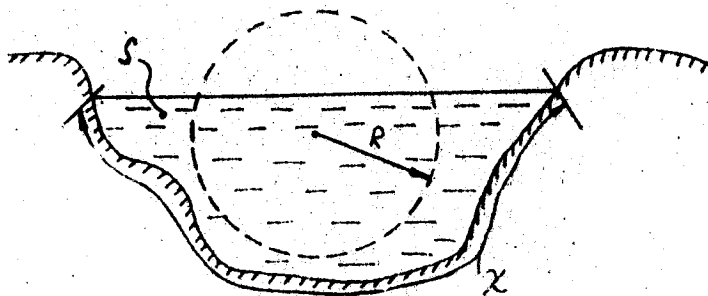


Рис. 8.2. Схема для обчислення гідравлічного радіуса.

Ламінарна течія відноситься до стаціонарних течій, у якій повільно змінюються параметри потоку. Потік - це кінцевий об'єм рідини, що рухається у водоводі.

Турбулентна течія - така, при якій швидкість, тиск, питома вага або температура змінюються нерегулярно в часі. При цьому рідина інтенсивно перемішується, течія стає нестаціонарною. Виникають вихори, що створюють опір течії і вона гальмується.

Ламінарна течія може переходити у турбулентну, якщо вона перевищить критичне число Рейнольдса.  $Re_{кр} = 2320 \dots 2000$ . На очисних спорудах найчастіше має місце турбулентна течія.

Число Рейнольдса обчислюється по формулі [30]

$$Re = \frac{\rho V_{ср} \ell}{\eta} = \frac{V_{ср} \ell}{\nu}, \quad / \text{В.17} /$$

де  $V$  - середня або характерна швидкість потоку, м/с;  
 $\ell$  - характерні розміри тіла /водоводу або тіла, що обтікається, наприклад, радіус труби, гідравлічний радіус водоводу, радіус кулі, прямокутника тощо/, м;

$\eta$  - динамічна в'язкість, Па·с;

$v$  - кінематична в'язкість,  $m^2/c$ .

З формули /8.17/ виходить, що  $Re$  не зміниться, якщо зменшити розміри тіла і відповідно збільшити швидкість потоку або зменшити в'язкість рідини. На цьому базується закон подібності: течії, які можуть бути отримані одна з другої зміню масштабу швидкостей і координат, називаються подібними. Цим користуються для дослідження складних процесів очищення стічних вод на моделях.

### 8.5. Рівняння Ейлера

Розглянемо рівновагу рідини, яка знаходиться у ємності, наприклад, у відстійнику, піско-, або нафтовловлювачі [30].

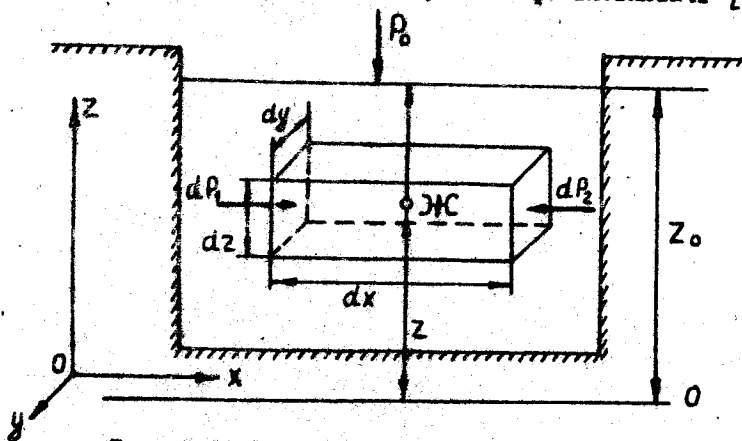


Рис. 8.3. Рівновага рідини під дією сили тяжіння.

Якщо рідина знаходиться у рівновазі під дією власної ваги, то її елементарний об'єм  $dV = dx \cdot dy \cdot dz$ , елементарна маса  $dM = \rho \cdot dV$ . На елементарний об'єм /паралелепіпед/ діють зовнішні сили, рівнодіюча яких  $F$ . Цю силу можна розкласти по трьом осям, отримаємо три координатні складові сили  $F_x, F_y, F_z$ .

Згідно другого закону Ньютона проєкції прискорень цих сил по осям дорівнюють

$$X = \frac{F_x}{M}; \quad Y = \frac{F_y}{M}; \quad Z = \frac{F_z}{M} \quad / 8.18 /$$

Елементарна масова сила має по осям

$$dF_x = dM \cdot X; \quad dF_y = dM \cdot Y; \quad dF_z = dM \cdot Z$$

В тому разі, коли точка ЖС /центр ваги паралелепіпеда/ знаходиться під тиском  $P$ , то його зміна по осям буде становити на одиницю відстані  $\frac{\partial P}{\partial x}$ ;  $\frac{\partial P}{\partial y}$ ;  $\frac{\partial P}{\partial z}$

Умова рівноваги тисків по осям:

$$\left. \begin{aligned} X - \frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial x} &= 0; \\ Y - \frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial y} &= 0; \\ Z - \frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial z} &= 0. \end{aligned} \right\} \quad / \text{В.19} /$$

Це диференціальні рівняння рівноваги рідкого тіла Ейлера. Складемо почленно ці рівняння, отримаємо диференціал тиску

$$dP = \rho (X dx + Y dy + Z dz) \quad / \text{В.20} /$$

Гідростатичний тиск в будь-якій точці буде дорівнювати

$$P = \rho \int (X dx + Y dy + Z dz) \quad / \text{В.21} /$$

Відповідно швидкості по осям координат будуть дорівнювати  $u_x = dx/dt$ ;  $u_y = dy/dt$ ;  $u_z = \frac{dz}{dt}$ . Для стану рівноваги вони дорівнюють нулю.

Для рідини, яка рухається, рівняння Ейлера будуть мати вигляд

$$\left. \begin{aligned} X - \frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial x} &= \frac{du_x}{dt}; \\ Y - \frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial y} &= \frac{du_y}{dt}; \\ Z - \frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial z} &= \frac{du_z}{dt}. \end{aligned} \right\} \quad / \text{В.22} /$$

Рівняння /В.19/ і /В.22/ справедливі для окремої точки, лінії струму, трубки струму. На практиці розрахунки провади-

ться в потоках, які займають поперечний перетин та об'єм тих конструкцій, з яких протікають стічні води. Тому місцеві швидкості  $U$ , якщо можна, слід виразити через середню швидкість потоку  $U_{\text{ср}}$ , тобто  $U = U_{\text{ср}} + \Delta U$

де  $\Delta U$  - позитивна або негативна швидкість в поперечному перерізі, наприклад в трубі, як показано на рис. 8.4.

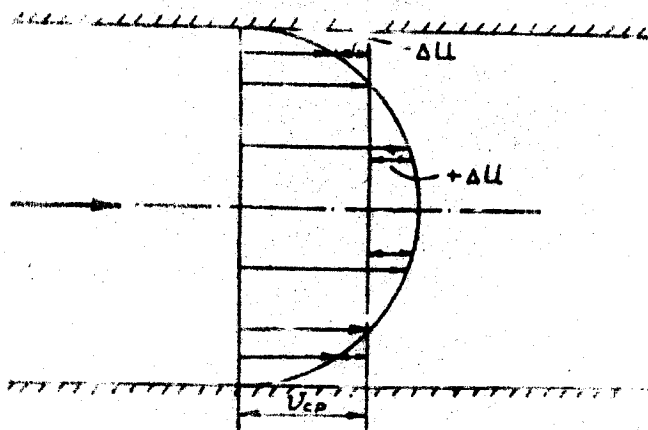


Рис. 8.4. Розподілення швидкості в потоку у поперечному перерізі труби.

При перерахунку на середню швидкість  $U_{\text{ср}}$  вводиться коефіцієнт кінетичної енергії потоку або коефіцієнт Коріоліса  $\alpha$ . В очисних спорудах здебільшого рух стічних вод в трубопроводах, канавах є турбулентним, для якого  $\alpha = 1,05 \dots 1,1$ , для приблизних розрахунків його приймають  $\alpha = 1$ .

### 8.6. Графічне зображення рівняння Бернуллі

В рівнянні Бернуллі входять такі величини:

$Z$  - геометрична висота положення або геометричний натиск;

або відмітка точки від площини порівняння  $0 - 0$ ;

$\frac{P}{\rho g} = \frac{P}{\gamma}$  - п'єзометрична висота, яка відповідає гідродинамічному тиску  $P$ ; сума  $Z + \frac{P}{\rho g} = H$  - це п'єзометричний

/при  $P = P_{\text{гидр}}$  / або гідростатичний натиск;



$\frac{\alpha V_{cp}^2}{2g}$  - швидкісний натиск; сума  $Z + \frac{P}{\rho g} + \frac{\alpha V_{cp}^2}{2g} = H_0$  - гідродинамічний або повний натиск, який можна визначити рівняннями

$$H_0 = H + \frac{\alpha V_{cp}^2}{2g} = Z + \frac{P}{\rho g} + \frac{\alpha V_{cp}^2}{2g} \quad / 8.23 /$$

$h_w$  - втрати натиску на переборення опору, розглядається по відрізках водоводу по перетинам I - 2 - 3, як показано на рис. 8.5.

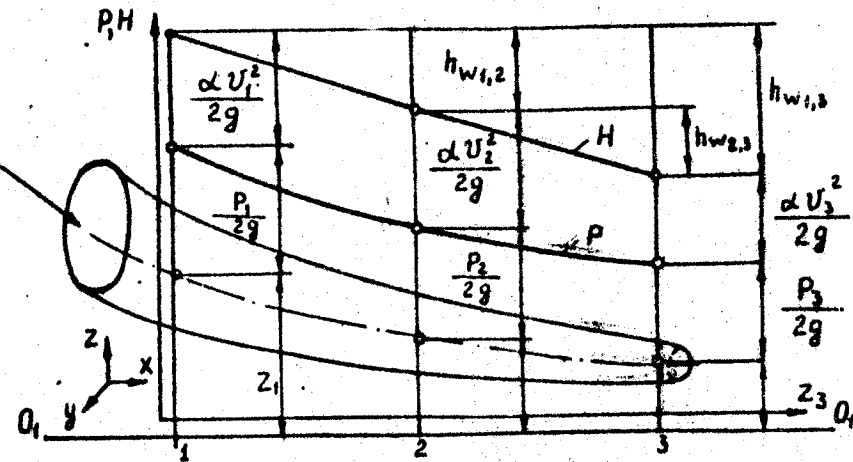


Рис. 8.5. Геометричне розуміння рівняння Бернуллі.

Геометричне місце точок  $Z + \frac{P}{\rho g}$  називається п'езометричною лінією, а зміна її висоти на одиницю довжини  $dl$  - п'езометричним ухилом.

Середній п'езометричний ухил - це різниця в висотах п'езометричної лінії, наприклад, на відрізках I - 2,

$$i_{пм} = \frac{\left(Z_1 + \frac{P_1}{\rho g}\right) - \left(Z_2 + \frac{P_2}{\rho g}\right)}{l_{1,2}}, \quad / 8.24 /$$

відповідно III напірна лінія - це геометричне місце точок

$$Z + \frac{P}{\rho g} + \frac{\alpha V_{cp}^2}{2g}$$

Середній гідрравлічний уклін - це різниця висот водоводу на одиницю довжини, тобто

$$i_{гг} = \frac{h_w}{\ell} = \frac{\left( Z_1 + \frac{P_1}{\gamma} + \frac{\alpha V_{ср}^2}{2g} \right) - \left( Z_2 + \frac{P_2}{\gamma} + \frac{\alpha V_{ср}^2}{2g} \right)}{\ell} \quad / 8.25 /$$

У всіх формулах замість середньої швидкості  $\alpha V_{ср}$  можна відставити нормоване  $V_{ном}$  або заміряне  $V_{зам}$  значення швидкості.

Слід зазначити, що умовою застосування рівняння Бернуллі є усталений режим руху рідини.

### 8.7. Практичне використання законів гідростатики і гідродинаміки

8.7.1. Визначити граничну висоту  $h_{нас}$  розміщення відцентрового насоса над рівнем води в ємності, з якої вона відкачується, якщо задані витрати насоса  $Q$ , діаметр всмоктувочної труби  $d$ , гранично допустимий вакуум, який створює насос  $P_{вак}/\rho\alpha$ , і втрати натиску у всмоктувочній трубі  $h_w$  /рис. 8.6/.

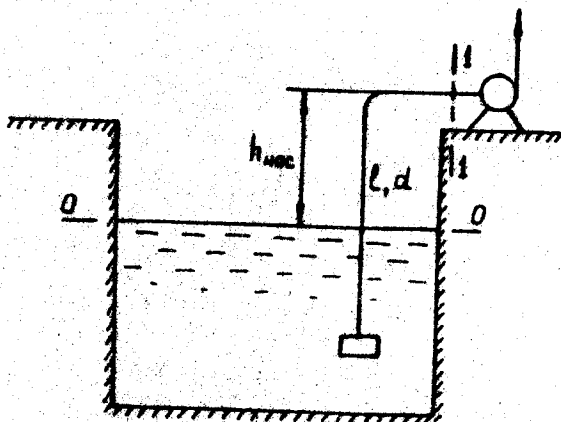


Рис. 8.6. Схема розміщення насоса для відкачування води з колодця.

Рівняння Бернуллі на рівнях 0 - 0 і I - I

$$Z_0 + \frac{P_0}{\rho g} + \frac{V_0^2}{2g} = Z_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{V_1^2}{2g} + h_{w,вс} \quad / 8.26 /$$

Геометричний натиск або висота положення насоса визначається двома рівнями: рівнем води у колодязі 0 - 0, для якого  $Z_0 = 0$  /площини порівняння і води співпадають/, тиск на цій поверхні  $P_0$  дорівнює атмосферному  $P_a$ , тобто  $P_0 = P_a$ . Другий рівень біля насоса співпадає з висотою всмоктування, тобто  $Z_1 = h_{\text{нас}}$ .

В такому разі рівняння Бернуллі буде мати вигляд

$$\frac{P_0}{\rho g} + \frac{U_0^2}{2g} = h_{\text{нас}} + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{U_1^2}{2g} + h_{w0,1} \quad / 8.27 /$$

Величина  $U_0^2/2g$  незначна, тому що швидкість зниження рівня води у колодязі надто мала в порівнянні з швидкістю у всмоктувчій трубі. Можна прийняти  $U_1 = U$

Із формули /8.27/ визначимо граничну висоту  $h_{\text{нас}}$  розміщення насоса

$$h_{\text{нас}} = \frac{P_0}{\rho g} - \frac{P_1}{\rho g} - \frac{U^2}{2g} - h_{w0,1} \quad / 8.28 /$$

Різниця  $\frac{P_0}{\rho g} - \frac{P_1}{\rho g} = \frac{1}{\rho g} (P_a - P_1) = P_{\text{вак}}$  в вакуум на рівні 1 - 1.

Остаточно

$$h_{\text{нас}} = \frac{P_{\text{вак}}}{\rho g} - \frac{U^2}{2g} - h_w \quad / 8.29 /$$

Швидкість  $U$  може бути обчислена по формулі

$$U = \frac{Q}{S} = \frac{Q}{\pi d^2/4} \quad / 8.30 /$$

Втрати натиску  $h_w$  складаються з втрат на вході в всмоктувчу трубу з сіткою  $h_{вх}$ , на повороті труби в насос  $h_{пов}$ , втрат на тертя рідини в трубі  $h_{тр}$ . Останні обчислюються при довжині труби  $l$  і діаметру  $d$

$$h_{тр} = \lambda \frac{l}{d} \frac{U^2}{2g} \quad / 8.31 /$$

де  $\lambda$  - гідравлічний коефіцієнт тертя /коефіцієнт Дарсі/, знаходиться у довідниках.

Загальні втрати натиску  $h_w$  у всмоктувчій трубі дорівнюють

$$h_w = \lambda \frac{L}{d} \frac{v^2}{2g} + \xi_{\text{вх}} \frac{v^2}{2g} + \xi_{\text{пов}} \frac{v^2}{2g}, \quad / 8.32$$

де  $\xi$  - коефіцієнт місцевих втрат.

### 8.7.2. Гідравлічні опори і втрати натиску

Гідравлічні опори складаються з опорів по довжині  $h_e$  місцевих опорів,  $h_m$ .

В загальному вигляді втрати натиску від цих опорів становлять

$$h_m = \sum h_e + \sum h_m, \text{ м} \quad / 8.33$$

При рівномірному русі рідини втрати натиску /енергії/ обраховуються по формулі Дарсі /8.32/.

Місцеві опори і втрати натиску обчислюються по формулі Вейсбаха [30]

$$h_m = \xi \frac{v^2}{2g}, \quad / 8.34 /$$

де  $\xi$  - коефіцієнт місцевого опору, залежить від конструкції елементу водостоку /місцеве розширення або звуження, поворот, вхід або вихід труби в ємність, вентилі, клапани, дроселі тощо/, знаходяться у довідниках [28, 31].

### 8.7.3. Випадання завислих речовин з стічної води

На рис. 8.7 дана схема випадання в осад завислих речовин при швидкості осаджування  $U_{oi}$  /гідравлічна крупність частинок/, швидкості стічних вод в ємності /відстійнику/  $U_i$ .

На рисунку  $L$  - довжина відстійника,  $H$  - висота стічних вод. Швидкості  $U_o$  і  $U$  постійні.

Із подібних трикутників  $\triangle ABC$  і  $\triangle ODK$

$$\frac{AC}{CB} = \frac{OD}{DK}; \quad \frac{H}{L} = \frac{U_o}{U}, \text{ звідси}$$

$$L = H \frac{U}{U_o}$$

/ 8.35 /

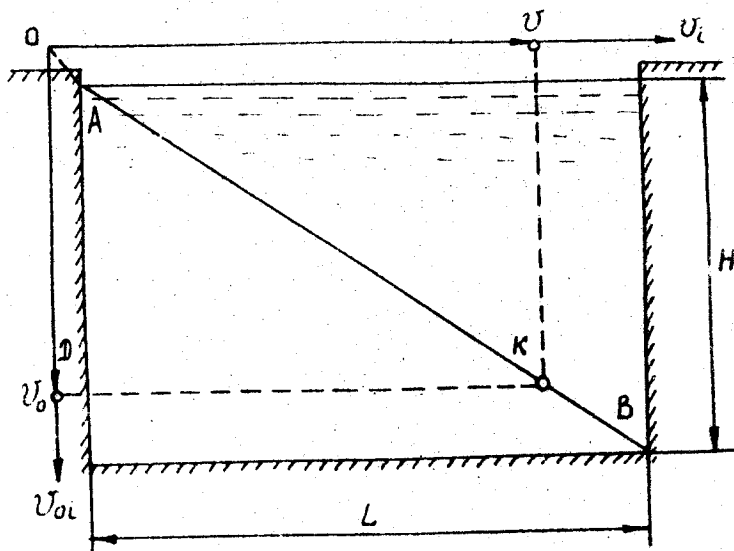


Рис. 8.7. Схема осаджування завислих речовин у відстійнику.

Формула справедлива для ламінарного руху рідини. В дійсності у відстійниках мають місце турбулентні течії. Умови осаду завислих речовин погіршуються, тому що падіння частинок тормозиться вертикальною складовою турбулентного потоку  $U_B$ . Це враховується формулою

$$L = \frac{U}{U_0 - U_B} H, \quad / 8.36 /$$

де  $U$  - швидкість горизонтальна стічних вод, мм/с;  
 $U_0$  - швидкість вертикальна /гідрравлічна крупність частинок/ осаджування завислих речовин, мм/с;  
 $U_B$  - турбулентна вертикальна швидкість стічних вод, мм/с;  
 $L, H$  - відповідно довжина і висота ємності відстійника, \*

### 8.7.4. Сифони

Сифони, які застосовуються в очисних спорудах, використовуються для автоматичного регулювання проходження стічних вод через окремі установки. Вони забезпечують не тільки автоматичне ввіключення і виключення, але й постійне проходження вод, що важливо для ефективної дії установки.

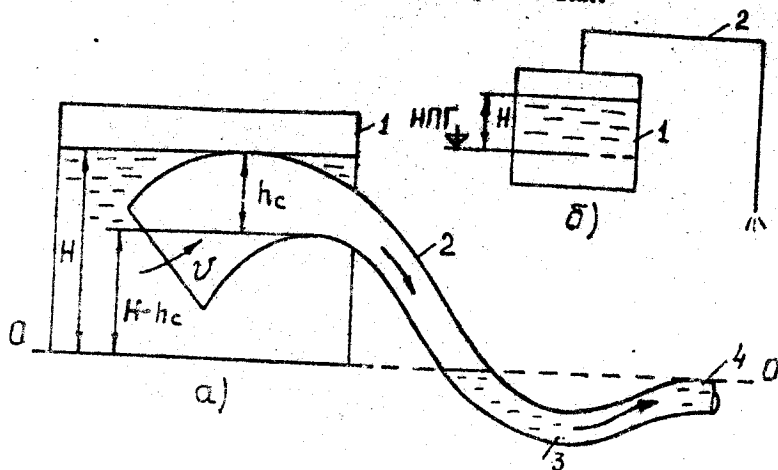


Рис. 8.8. Схема сифону.

На рис. 8.8а зображений найпростіший сифон 2 у вигляді зігнутої труби /може бути шланг/, який занурений в ємність I з рідиною. Якщо відсмоктати повітря з сифону, то рідина під дією гідродинамічного натиску  $H$ , який існує в ємності I, почне з неї витікати. На рис. 8.8б зображений сифон, що застосовується на очисних спорудах. Він входить складовою частиною у дозуючі пристрої. Сифон має: вхідну частину, куди входить вода, зігнуту частину, коліне 3, де завжди знаходиться вода та вихідну частину 4, що приєднується до очисної установки, наприклад, поля зрошення.

Сифон приєднується до бака-дозатора I, в який надходять стічні води. Коли їх рівень підніметься на геометричний натиск  $H$ , вода зайде в сифон і почне по ньому протікати під дією гідродинамічного натиску  $H$  з врахуванням швидкісного натиску/.

Витрати сифона визначаються по формулі

$$Q = \mu S \sqrt{2gH}, \text{ м}^3/\text{с},$$

де  $\mu$  - коефіцієнт витрат, при вільному витіканні води в атмосферу

$$\mu = \frac{1}{\sqrt{1 + \sum \zeta \cdot K_n^2}} \quad / \text{В.38}$$

тут  $\sum \zeta$  - сума коефіцієнтів опору витрат /береться з довідкових таблиць [28, 31];

$K_n = S/S_n$  - відношення площі вихідного перетину сифона до площі рідини очисної споруди;

$H$  - гідродинамічний натиск, Па.

Швидкість витoku води з сифона в атмосферу

$$v = \sqrt{\frac{2gH}{1 + \sum \zeta}} \quad , \text{ м/с.} \quad / \text{В.39}$$

Величина вакууму у сифоні

$$h_{\text{вак}} = y + \frac{v^2}{2g} (1 + \sum \zeta) - H, \text{ м.} \quad / \text{В.40}$$

де  $y$  - відстань від площини порівняння до центру даного перетину, /від вхідної частини сифона до його коліна/, м.

Величина  $h_{\text{вак}}$  не повинна перевищувати 8...8,5 м водяного стовпа.

Якщо дозуючий бак має надмірний тиск  $P_{\text{над}}$ , в формули /В.37/, /В.39/, /В.40/ підставляється замість  $H$  значення тиску  $P$ .

## ЛІТЕРАТУРА

1. Алферова Л.А., Нецаев А.П. Замкнутые системы водного хозяйства промышленных предприятий, комплексов и районов. - М.: Стройиздат, 1984. - 272 с.
2. Белан А.Е. Технология водоснабжения. - К.: Наукова думка, 1985. - 263 с.
3. Биличенко Ю.П., Дражнер Б.М., Чередніченко В.М. Захист водних ресурсів. - К.: "Будівельник", 1990. - 94 с.
4. Белов С.В., Барбинов Ф.А., Козьяков А.Ф. и др. Охрана окружающей среды. - М.: "Высшая школа", 1991. - 318 с.
5. Василенко Л.И., Василенко А.А. Проектирование канализации населенных мест. - К.: "Будівельник", 1985. - 135 с.
6. Веселов Ю.С., Лавров И.С., Рукобратский Н.И. Водоочистное оборудование. - Л.: "Машиностроение", 1985. - 230 с.
7. Гребенюк В.Д. Электродиализ. - К.: "Техніка", 1976. - 160 с.
8. Дуганов Г.В., Лавриненко М.З. и др. Охрана окружающей природной среды. - К.: "Выща школа", 1988. - 304 с.
9. Журба М.Г. Очистка воды на зернистых фильтрах. - Львов: "Выща школа", 1980. - 195 с.
10. Зацепин В.Н., Шигорин Г.П., Зацепина М.В. Канализация. - Л.: Стройиздат, 1976. - 272 с.
11. Калищун В.И. Основы водоснабжения и канализации. - М.: Стройиздат, 1977. - 206 с.
12. Костюк "В.И., Карнаух Г.С. Очистка сточных вод машиностроительных предприятий. - К.: "Техніка", 1990. - 120 с.
13. Дантев И.П. Теоретические основы охраны природы. - Томск: Университет, 1975. - 275 с.
14. Ласков Д.М., Воронов Ю.В., Калищун В.И. Примеры расчета канализационных сооружений. - М.: Стройиздат, 1987. - 275 с.
15. Луценко Г.А., Цветкова А.И., Свердлов И.Ш. Физико-химическая очистка городских сточных вод. - М.: Стройиздат, 1984. - 88 с.
16. Мациев А.И. Водоотведение на промышленных предприятиях. - Львов: "Выща школа", 1986. - 198 с.



17. Мацнев Д.И. Применение флотации для очистки сточных вод. - К.: "Будівельник", 1975. - 58 с.
18. Николадзе Г.И. Технология очистки природных вод. - М.: "Вышая школа", 1987. - 480 с.
19. Проектирование сооружений для очистки сточных вод. Справочное пособие к СНиП. - М.: Стройиздат, 1990. - 190 с.
20. Рихтер Л.А. и др. Охрана водного и воздушного бассейнов от выбросов тепловых электрических станций. - М.: Энергоиздат, 1981. - 296 с.
21. Салов Д.И. Охрана труда на предприятиях автомобильного транспорта. - М.: "Транспорт", 1985. - 350 с.
22. Санитарные правила и нормы охраны поверхностных вод от загрязнений. 1988.
23. Смирдов И.В., Пономарев В.Г. Очистка сточных вод в гидроциклонах. - М.: Стройиздат, 1975. - 175 с.
24. Справочник по охране природы. Под ред. Митрошкина К.П. - М.: "Лесная промышленность", 1980. - 352 с.
25. Строительные нормы и правила СНиП 2.04.03-85. Канализация. Наружные сети и сооружения. Нормы проектирования.
26. Терновцев В.Е., Пухачев В.М. Очистка промышленных сточных вод. - К.: "Будівельник", 1986. - 120 с.
27. Яковлев С.В., Ласков Ю.М. Канализация. - М.: Стройиздат, 1987. - 320 с.
28. Кухлинг Х. Справочник по физике: Пер. с нем. - М.: Мир, 1982. - 520 с.
29. Кузьмичев В.Е. Законы и формулы физики. - Киев: Наукова думка, 1989. - 864 с.
30. Большаков В.А., Попов В.И. Гидравлика. Общий курс: Учебник для вузов. - К.: Выща школа, 1989. - 215 с.
31. Справочник по гидравлике. Под ред. Большакова В.А. - К.: Выща школа, 1977. - 280 с.

# З М І С Т

ПЕРЕДМОВА . . . . .	3
ОСНОВНІ ПОЗНАЧЕННЯ І ОДИНИЦІ ВЕЛИЧИН . . . . .	4
РОЗДІЛ 1. ЗАГАЛЬНІ ВІДОМОСТІ . . . . .	5
1.1. Категорії стічних вод . . . . .	5
1.2. Характеристика забруднень . . . . .	6
1.3. Методи захисту водного середовища . . . . .	7
1.4. Визначення необхідного ступеню очищення стічних вод . . . . .	8
1.5. Способи очищення стічних вод . . . . .	17
РОЗДІЛ 2. МЕХАНІЧНЕ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД . . . . .	22
2.1. Решітки . . . . .	22
2.2. Осередники . . . . .	27
2.3. Пісколовки . . . . .	32
2.4. Відстійники . . . . .	43
2.5. Гідроциклони . . . . .	57
2.6. Нафтоуловлювачі . . . . .	70
РОЗДІЛ 3. БІОЛОГІЧНЕ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД . . . . .	74
3.1. Природні біологічні окислювачі . . . . .	74
3.2. Штучні біологічні окислювачі . . . . .	86
3.3. Доочищення стічних вод . . . . .	113
РОЗДІЛ 4. ФІЗИКО-ХІМІЧНЕ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД . . . . .	118
4.1. Нейтралізація стічних вод . . . . .	119
4.2. Коагулювання . . . . .	123
4.3. Сорбційне очищення стічних вод . . . . .	127
4.4. Іонообмінне очищення стічних вод . . . . .	133
4.5. Флотажія . . . . .	144
4.6. Електрохімічне очищення стічних вод . . . . .	147
4.7. Екстракція, еванорація, кристалізація . . . . .	158
РОЗДІЛ 5. ОБЕЗЗАРАЖУВАННЯ СТІЧНИХ ВОД І ВИПУСК ІХ У ВОДОЙМИЩА . . . . .	164
5.1. Дезинфекція стічних вод хлором . . . . .	164
5.2. Озонування стічних вод . . . . .	167

5.3. Випуск стічних вод у водоймища . . . . . 171

РОЗДІЛ 6. УТИЛІЗАЦІЯ ОСАДІВ І КОНТРОЛЬ ЯКІСТІ  
СТІЧНИХ ВОД . . . . . 173

6.1. Утилізація осадів . . . . . 173

6.2. Контроль за складом стічних вод . . . . . 174

РОЗДІЛ 7. ПРИКЛАДИ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД . . . . . 177

7.1. Технологічні схеми очищення стічних вод  
машинобудівних підприємств . . . . . 177

7.2. Очищення радіоактивних стічних вод . . . . . 195

РОЗДІЛ 8. ОСНОВНІ ПОЛОЖЕННЯ ГІДРАВЛІКИ . . . . . 201

8.1. Основні величини гідростатики і гідродина-  
міки . . . . . 201

8.2. Основні залежності гідростатики . . . . . 202

8.3. Основні залежності гідродинаміки . . . . . 202

8.4. Режими руху рідини . . . . . 204

8.5. Рівняння Ейлера . . . . . 206

8.6. Графічне зображення рівняння Бернуллі . . . . . 206

8.7. Практичне використання законів гідростатики  
і гідродинаміки . . . . . 210

ЛІТЕРАТУРА . . . . . 216