

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ, МОЛОДІ ТА СПОРТУ УКРАЇНИ
Національний університет кораблебудування
імені адмірала Макарова

В. В. БЛАГОДАТНИЙ, Н. І. МАГАСЬ

Методичні вказівки до виконання практичних
завдань з дисципліни «Методи та засоби очищення
повітря та води від забруднень»

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

Рекомендовано Методичною радою НУК

Електронне видання комбінованого
використання на DVD-ROM



МИКОЛАЇВ • НУК • 2011

УДК 658.5

Рецензент доцент, кандидат технічних наук Є.І. Трушляков

Електронний аналог друкованого видання:

Благодатний В.В., Магась Н.І. Методичні вказівки до виконання
практичних завдань з дисципліни "Методи та засоби очищення повітря
та води від забруднень". – Миколаїв : Видавництво НУК, 2011. – 55 с.

Кафедра екології

Викладено теоретичні основи для проведення розрахунків процесів і характеристик засобів очищення повітря та води від забруднень. Описано конструкції і принцип дії сучасних апаратів для пиловловлювання, газо- та водоочищення. Наведено приклади розрахунків ефективності засобів захисту атмосфери та гідросфери від забруднень.

Методичні вказівки призначені для студентів денної та заочної форми навчання спеціальності 6.040106 "Екологія, охорона навколишнього природного середовища та збалансоване природокористування".

УДК 658.5

Навчальне видання

БЛАГОДАТНИЙ Володимир Валентинович
МАГАСЬ Наталія Іванівна

Методичні вказівки до виконання практичних
завдань з дисципліни «Методи та засоби очищення
повітря та води від забруднень»

Коректор *М.О. Паненко*

Комп'ютерне верстання *А.В. Платонова*

© Благодатний В.В., Магась Н.І., 2011

© Видавництво НУК, 2011

Формат 60×84/16. Ум. друк. арк. 3,2. Обсяг даних 3675 кб.

Тираж 16 прим. Вид. № 37. Зам. № 5.

Видавець і виготівник Національний університет кораблебудування,
54025, м. Миколаїв, просп. Героїв Сталінграда, 9
E-mail : publishing@nuos.edu.ua

Свідоцтво про внесення суб'єкта видавничої справи до Державного
реєстру видавців, виготівників і розповсюджувачів видавничої продукції
ДК № 2506 від 25.05.2006 р.

ВСТУП

На теперішній час проблема захисту навколишнього природного середовища продовжує залишатися актуальною. Розвиток виробництва супроводжується збільшенням обсягів забруднення повітря та води, а також розширенням номенклатури забруднюючих речовин. Розробка сучасних очисних споруд потребує застосування ефективних засобів очищення повітряного та водного середовища. Тому у підготовці бакалаврів з екології важливе місце посідає набуття знань про сучасні методи і засоби уловлювання та знешкодження шкідливих речовин, технічно та екологічно досконалі системи газоочищення, пиловловлювання та водоочищення, а також визначення характеристик процесів очищення.

Дисципліна "Методи та засоби очищення повітря та води від забруднень" складається з трьох модулів: "Теоретичні основи очищення повітря та води від забруднень", "Методи та засоби очищення газів", а також "Методи і засоби очищення води" загальним обсягом чотири кредити. До складу цих модулів входять лекційні, практичні, лабораторні та індивідуальні заняття.

Протягом курсу лекцій студенти повинні засвоїти теоретичні основи фізичних, хімічних та біологічних процесів і методів очищення відхідних газів, природних та стічних вод від твердих, рідких та газоподібних домішок, а також основні види обладнання для очищення. Під час дев'яти практичних занять (робота 1 відноситься до першого модулю, 2 ÷ 5 відносяться до другого модулю, 6 ÷ 9 до третього) студенти повинні оволодіти сучасними методами визначення параметрів фізичних, хімічних та біологічних процесів очищення навколишнього середовища від забруднень, розрахунку показників систем газо- та водоочищення. З цією метою студенти повинні вивчити основні теоретичні положення, викладені у тексті відповідних робіт і розв'язати індивідуальні розрахункові завдання згідно з наведеними прикладами. Загальна оцінка складається з суми балів, отриманих за відповідь на теоретичні запитання та виконання розрахункової роботи.

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 1

Визначення характеристик аерозолію

Фізико – хімічні властивості аерозолів(густина, дисперсність, здатність до адгезії тощо) роблять істотний вплив на роботу систем пиловловлювання і є одними з визначальних факторів для вибору газоочисних апаратів.

Найважливішою характеристикою пилу є **густина**, кг/м³:

– істинна відношення маси речовини частинки до об'єму, який вона займає, не враховуючи об'єму пор та газових включень у неї;

– насипна відношення маси частинок щойно насипаного пилу до об'єму, який вони займають, враховуючи наявність між ними повітряних зазорів;

– уявна відношення маси частинок до об'єму, який вони займають, включно з порами, порожнечами, нерівностями тощо.

Насипною густиною користуються для визначення об'єму, який займає пил в бункерах. Насипна густина зменшується зі збільшенням однорідності частинок за розмірами (збільшується відносний об'єм повітряних прошарків) і збільшується по мірі злежування пилу.

Уявна густина суттєво впливає на поведінку частинок у газових потоках і використовується при виборі засобів пиловловлювання. Частинки з більшою уявною густиною краще уловлюються у сухих інерційних апаратах, оскільки гірше захоплюються очищеними газами, а з меншою – у пінних апаратах і рукавних фільтрах, внаслідок більшої ймовірності захоплення водою або фільтрувальною тканиною. Уявна густина для гладких монолітних частинок практично співпадає з істинною і знижується при коагуляції або спіканні пилу.

Дисперсний склад аерозолів визначає поведінку частинок різної величини у пиловловлювачах і характеризується:

– седиментаційним діаметром – діаметром кулі, яка має таку є саму швидкість осадження та густину, як і дана частинка;

– медіанним діаметром d_m – діаметром, для якого вміст частинок, більших за нього, дорівнює вмісту частинок, менших за нього;

– середнім квадратичним відхиленням σ_c функції розподілу частинок за розміром;

– діапазоном розмірів частинок, що визначається найбільшим та найменшим їх розмірами;

– фракційним складом – відносними частками частинок, розміри яких знаходяться у визначених інтервалах значень, прийнятих за нижні і верхні межі.

Фракційний склад аерозолів визначається експериментально і виражається у вигляді таблиці або ступінчастого графіку (гістограми), на якому по вісі абсцис відкладають розміри частинок, і по вісі ординат відносні масові вмісти фракцій. Зручнішим є графічне зображення результатів дисперсійних аналізів у вигляді інтегральних кривих $R(d_q)$ ("частинними залишками") та $D(d_q)$ ("повними проходами"), кожна точка яких показує відносний склад частинок з розмірами, відповідно, більшими або меншими за даний діаметр.

Найчастіше розподіл часток за первинними розмірами є логарифмічно-нормальним. У цьому випадку аналітичні вирази для інтегральних кривих матимуть вигляд:

$$D(d_q) = \frac{100}{\lg \sigma_q \sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{\lg d_q} e^{-\frac{\lg^2(d_q/d_m)}{2\lg^2 \sigma_q}} d \lg d_q; \quad (1.1)$$

$$R(d_q) = \frac{100}{\lg \sigma_q \sqrt{2\pi}} \int_{+\infty}^{\lg d_q} e^{-\frac{\lg^2(d_q/d_m)}{2\lg^2 \sigma_q}} d \lg d_q. \quad (1.2)$$

Тут d_q – поточний розмір частинок.

Залежності $D(d_q)$ або $R(d_q)$ для частинок з логарифмічно – нормальним розподілом зручно будувати у ймовірнісно – логарифмічній системі координат, де вони набувають вигляду прямих ліній (рис. 1). Тоді розподіл частинок по розмірах можна виразити цей розподіл у вигляді двох параметрів: d_m та $\lg \sigma_q$. Значенню d_m відповідає точка перетину побудованого графіка з віссю абсцис, а знаходять із співвідношень, які є властивістю інтегралу ймовірності.

$$\lg \sigma_q = \lg d_{15,9} - \lg d_m = \lg d_m - \lg d_{84,1} \quad (1.3)$$

якщо будується графік функції $R(d_q)$, або

$$\lg \sigma_q = \lg d_{84,1} - \lg d_m = \lg d_m - \lg d_{15,9} \quad (1.4)$$

якщо будується графік функції $D(d_q)$.

Тут $d_{84,1}$ та $d_{15,9}$ – абсциси точок, ординати яких відповідають значенням 84,1 та 15,9 % відповідно.

За дисперсністю пил поділяють на п'ять груп: I – дуже грубодисперсний пил, II – грубодисперсний пил, III – середньодисперсний пил, IV – дрібнодисперсний пил, V – дуже дрібнодисперсний пил. На графіку, зображеному на рис.1, названим групам відповідають зони, відокремлені штрих пунктирними лініями.

Приклад 1. Визначити класифікаційну групу пилу та характеристики його дисперсного складу.

Вихідні дані: фракційний склад пилу:

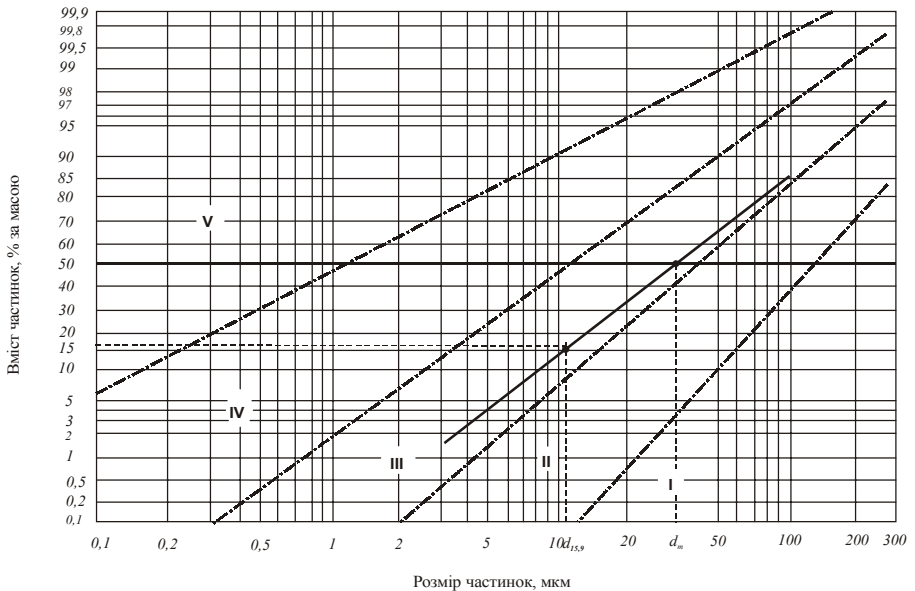
d_p , мкм	0÷5	5÷10	10÷20	20÷40	40÷60	60÷80
Вміст, %	4	10	19	21	18	9

Розв'язок :

Розраховуємо дисперсний склад за «повними проходами».

d_p , мкм	<5	<10	<20	<40	<60	<80
Вміст, %	4	14	33	54	72	81

Наносимо точки, що відповідають вмісту фракції за «повними проходами» на графік.



З графіку визначаємо, що пил знаходиться у III області, тобто є середньо дисперсним. Згідно графіку знаходимо медіанний діаметр $d_m = 37$ мкм та $d_{15,9} = 13$ мкм.

Стандартне відхилення, згідно з формулою 1.4:

$$\lg \sigma_q = \lg 37 - \lg 13 = 0,45.$$

Адгезійні властивості, тобто здатність частинок пилу до зчеплення з поверхнями та між собою (аутоадгезія), значною мірою впливають на експлуатаційну надійність роботи систем пиловловлювання (на забивання окремих апаратів уловлюваним продуктом) і характеризуються:

– здатністю до злипання, що визначається за розривною міцністю шару пилу P , Па;

– сипкістю, яка оцінюється за величиною кута природного нахилу щойно насипаного пилу.

За здатністю до злипання пил умовно поділяють на чотири групи:

I. такий, що не злипається ($P \leq 60$) – шлаковий, глиноземний, доломітний, шамотний пил;

II. такий, що слабо злипається ($60 < P < 300$) – летка зола при шаровому спалюванні вугілля, коксовий пил, сухий магнезитовий пил, сланцева зола, доменний пил; сухий апатитовий пил;

III. такий, що середньо злипається ($300 < P < 600$) – торф'яна зола, вологий магнезитовий пил, пил концентратів кольорової металургії та залізного колчедану; пил окиси цинку, свинцю, олова, сухий цемент;

IV. такий, що сильно злипається ($P > 600$) – вологий цементний пил, гіпсовий і алебастровий пил, пил глини, каоліну, мергелів, борошна, пил азбест, бавовна, вовни.

Абразивність частинок пилу характеризує інтенсивність зношення металу газоходів і газоочисних установок при контакті з пилом, що має певну швидкість і концентрацію, і виражається коефіцієнтом абразивності α , м²/кг, що відповідає максимальному стоншенню за 1 годину стінки труби із сталі 20, яку обтікає поперечний газовий потік швидкістю 1 м/с, за концентрації частинок 1 г/м³ та кімнатної температури.

З електричних властивостей пилу найбільший вплив на роботу систем пиловловлювання роблять:

– електрична провідність шару пилу, що визначається його питомим електричним опором, $\rho_{ш}$, Ом·м;

– електрична зарядженість частинок, Кл.

За величиною питомого електричного опору пил поділяють на:

- доброї провідності ($\rho_{\text{ш}} < 10^2 \text{ Ом}\cdot\text{м}$);
- середньої провідності ($10^2 \leq \rho_{\text{ш}} \leq 10^9 \text{ Ом}\cdot\text{м}$);
- низької провідності ($\rho_{\text{ш}} > 10^9 \text{ Ом}\cdot\text{м}$).

Питомий електричний опір шару частинок пилу впливає на ефективність роботи електрофільтрів. Частинки з низьким опором миттєво розряджаються на електродах, що може призвести до їх вторинного унесення, в той час як частинки з високим опором можуть утворювати на електродах ізолюючий шар.

Частинки аерозолів можуть мати позитивний, негативний заряд або бути нейтральними. Сумарний заряд аерозольної хмари також може бути нульовим або мати певний знак. Якщо знак усіх частинок однаковий, їх називають уніполярними. Частинки можуть набувати заряд як у момент утворення, так і у завислому стані та змінювати його при агрегуванні або захопленні іонів газу. Електрична заряджена частинок впливає на їх поведінку в газоходах і пиловловлюючих апаратах, на вибухонебезпечність і адгезійні властивості, у тому числі на сипкість пилу.

Змочуваність, тобто здатність частинок змочуватися водою, водою впливає на роботу мокрих пиловловлюючих апаратів. За часткою пилу, що змочується при плівковій флотації, тверді матеріали поділяють на такі групи:

- гідрофобні або погано змочувані (0 ÷ 30 %);
- помірно змочувані (30 ÷ 80 %);
- гідрофільні або добре змочувані (80 ÷ 100 %).

Гладкі частки змочуються краще, ніж частки з нерівною поверхнею. Це значною мірою визначається тим, що останні більшою мірою виявляються покритими абсорбованою газовою оболонкою, що утрудняє змочування.

Гігроскопічність – здатність пилу поглинати (адсорбувати) вологу з навколишнього середовища. Вона оцінюється за рівноважною вологістю, яка відповідає рівності парціального тиску пари над поверхнею частинок її парціальному тиску у навколишньому середовищі.

Здатність до самозаймання та утворення вибухонебезпечних сумішей з повітрям характеризується:

– температурою займання, °С – найменшою температурою горючої речовини, за якої речовина виділяє горючі гази(пари) зі швидкістю, що забезпечує стійке горіння після займання від зовнішнього джерела запалювання;

– температурою самозаймання, °С – найменшою температурою горючої речовини (її суміші з повітрям), за якої відбувається різке прискорення екзотермічних реакцій, що призводять до виникнення полум'яного горіння;

– нижньою межею займання (вибуху), кг/м^3 – найменшою концентрацією речовини у повітрі, за якої вона здатна займатися (вибухати).

За вибухо- і пожеженебезпечністю розрізняють такі класи аерозолів та порошоків:

I. найбільш вибухонебезпечні з нижньою межею вибуху до $0,015 \text{ кг/м}^3$ – аерозолі торфу, сірки, ебоніту;

II. вибухонебезпечні з нижньою межею вибуху $0,015 \div 0,65 \text{ кг/м}^3$ – аерозолі торфу, сірки, ебоніту;

III. найбільш пожеженебезпечні з температурою самозаймання до 250°C – тютюновий та елеваторний пил;

IV. пожеженебезпечні з температурою самозаймання вище 250°C – тирса.

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 2

Визначення характеристик засобів попереднього очищення газів від пилу

Апарати попереднього очищення використовуються як елементи основного технологічного устаткування систем газоочищення, що дозволяють запобігати осадженню грубих частинок у з'єднувальних газоходах та розвантажувати високоефективні пиловловлювачі – рукавні фільтри, електрофільтри. Попереднє очищення газів від пилу, як правило проводиться за допомогою найпростіших пристроїв, у яких уловлюються переважно грубі частинки сировини або пилу за рахунок гравітаційних та інерційних сил.

У пилоосаджувальних камерах відбувається гравітаційне осадження частинок із горизонтального потоку газів. Типовою конструкцією апаратів цього типу є прямокутний короб, у нижній частині якого розташований бункер для збирання пилу. Пилоосаджувальні камери можуть бути порожнинними (рис. 2.1, *а*) або розділеними всередині горизонтальними або похилими полицями (рис. 2.1, *б*).

Це дозволяє зменшити висоту осадження частинок. Для рівномірного газорозподілення по перерізу пилоосаджувальні камери можуть облаш-

товуватися дифузорами і газорозподільними ґратками. У деяких конструкціях пилоосаджувальних камер підвищення їхньої ефективності досягається за рахунок додаткового ефекту інерційного осадження частинок при обтіканні потоком газів ланцюгових або дровових завіс і відхиляючих перегородок (рис. 2.1, *в*, *з*).

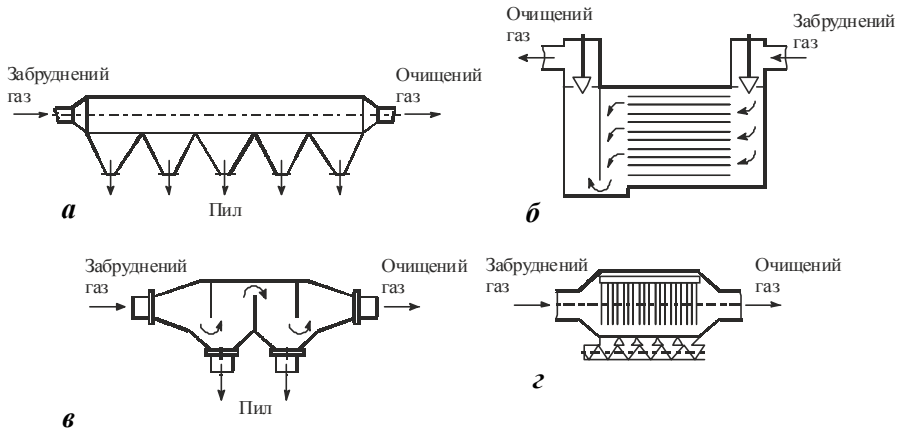


Рис. 2.1. Конструкції пилоосаджувальних камер

Швидкість газу у пилоосаджувальних камерах порівняно невелика і складає $0,2 \div 1,5$ м/с. Вони забезпечують уловлювання грубих частинок розміром не менше 50мкм із загальним ступенем очищення газу в камерах не перевищує $40 \div 50$ %. Необхідна ефективність очищення досягається за умови тривалого перебування частинок у пилоосаджувальній камері. Тому навіть найдосконаліші з них займають багато місця і як самостійні елементи систем пило- і золоуловлювання на сьогодні майже не застосовуються.

Ефективність знепилювання у звичайній пилоосаджувальній камері може бути збільшена, а габарити її зменшені, якщо до ефекту гравітаційного осадження частинок додати додатковий момент руху вниз. Цей принцип покладено в основу багатьох конструкцій інерційних пиловловлювачів. Вплив інерційних сил на видалення частинок в них є значно більшим ніж у пилоосаджувальних камерах із завісами та перегородками. У найпростіших апаратах інерційний ефект досягається за рахунок обтікання вертикального відбивача (рис. 2.2, *а*) або плавного повороту потоку (рис. 2.2, *б*).

Іншими представниками цього класу пиловловлювачів є «пилові мішки» (рис. 2.2, *в*), що знайшли застосування у металургії. У такому апараті вхідна вертикальна труба надає частинкам додатковий до гравітаційної сили момент, рівний приблизно $g/3$. Розроблено також апарати з боковим підведенням запиленого газу.

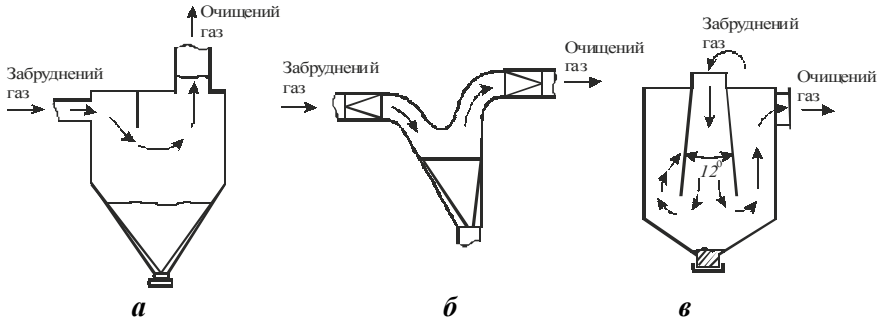


Рис. 2.2. Інерційні пиловловлювачі: *а* – камера з перегородкою; *б* – камера з плавним поворотом газового потоку; *в* – камера з конусом, що розширюється

У жалюзійних пиловловлювачах механізм осадження частинок оснований на зміні напрямку руху запиленого газового потоку, що обтікає вбудовані у газохід або розташовані у окремому корпусі жалюзійні ґратки, які складаються з пластин, кілець, кутків та інших профілів (рис. 2.3).

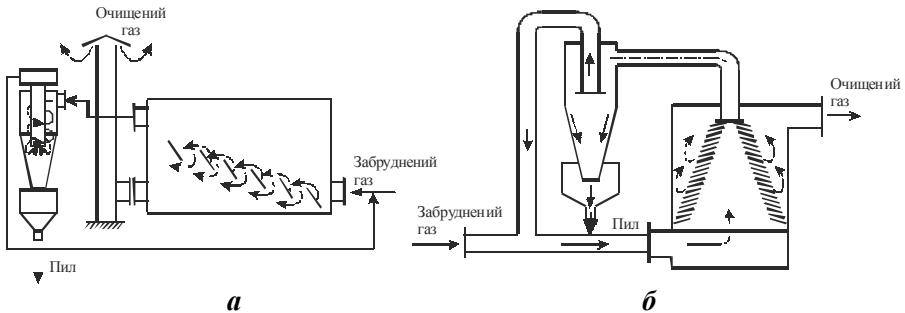


Рис. 2.3. Жалюзійні пиловловлювачі: *а* – з пластинчастими жалюзі; *б* – з кільцевими жалюзі

Пилогазовий потік, проходячи крізь них, розбивається на тонкі струминки, які здійснюють поворот. При цьому великі та пружні частинки пилу відскакують від жалюзі і зміщуються до стінок або до центральної частини (якщо жалюзі мають конічну форму) газоходу, або апарату. Звідти вони відводяться у циклон і, пройшовши там очищення, повертаються до основного потоку. Частка газу, що містить основну частину пилу і очищується у циклоні, складає 10 ÷ 20 % від загальної.

Модель процесу осадження у пилоосаджувальній камері базується на наступних припущеннях: пил рівномірно розподіляється по перерізу камери як за концентрацією, так і за дисперсністю; він складається з кульових частинок і цілком підкоряється закону Стокса; швидкість газу по перерізу камери приймається рівномірною; результат дії конвекційних струменів і турбулентності газового потоку на частинки пилу дорівнює нулю; осаджений пил не виноситься з камери.

Габаритні розміри камери визначаються з умови седиментаційного осадження частинок, розміри яких перевищують заданий діаметр $d_{\text{ч}}$. Для того, щоб частинка діаметром $d_{\text{ч}}$, м, опустилася за час τ , с, на висоту h , м, необхідно дотримуватися умови:

$$h = w_{\text{ос}} \cdot \tau, \quad (2.1)$$

де $w_{\text{ос}}$ – швидкість осадження частинок, м/с.

Оскільки тривалість перебування газу в камері залежить від її довжини та швидкості газового потоку $w_{\text{г}}$:

$$\tau = \frac{L}{w_{\text{г}}} \quad (2.2)$$

то, приймаючи висоту камери $H = h$, отримуємо умову осадження частинок:

$$\frac{L}{H} = \frac{w_{\text{г}}}{w_{\text{ч}}}. \quad (2.3)$$

Лінійна швидкість газу визначається за формулою:

$$w_{\text{г}} = \frac{Q}{B \cdot H}, \quad (2.4)$$

де Q – об'ємні витрати газу, м³/с, B – ширина камери, м.

Теоретичну швидкість осадження частинок, м/с, можна визначити за законом Стокса:

$$w_{\text{ос}}^{\text{T}} = \frac{d_{\text{ч}}^2 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{г}}) g}{18\mu_{\text{г}}}, \quad (2.5)$$

де $\rho_{\text{ч}}$, $\rho_{\text{г}}$ – відповідно густина частинок та газу, кг/м³, $\mu_{\text{г}}$ – динамічна в'язкість газу, Па·с.

Власне, формула Стокса є справедливою тільки для ламінарного режиму осадження, тобто необхідно, щоб виконувалася умова:

$$\text{Re}_{\text{ч}} = \frac{w_{\text{ч}} \cdot d_{\text{ч}} \cdot \rho_{\text{ч}}}{\mu_{\text{г}}} < 0,2.$$

Враховуючи стиснений характер осадження, відмінність форми частинок від кулястої, нерівномірність руху газового потоку та інші особливості реальних умов пиловловлювання, дійсну швидкість осадження $w_{\text{ч}}$ доцільно приймати рівною половині від теоретичної.

Приклад 2. Визначити висоту шару газу між полицями пилової камери (рис. 2.1, б), необхідну щоб осіли частинки кераміки діаметром $d_{\text{ч}} = 7$ мкм, якщо витрати димового газу за нормальних умов $Q_0 = 0,78$ м³/с, довжина камери $L = 6,3$ м, ширина $B = 2,5$ м, загальна висота $H = 6,2$ м, середня температура газу в камері $t = 100$ °С.

Розв'язок:

Визначаємо витрати газу за заданих умов:

$$Q = \frac{Q_0 \cdot (t + 273)}{273} = \frac{0,78 \cdot (273 + 100)}{273} = 1,07 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Нехтуючи товщиною полиць, за формулою (2.4) визначаємо лінійну швидкість газу:

$$w_{\text{г}} = \frac{1,07}{2,5 \cdot 6,2} = 0,069 \text{ м/с}.$$

Тривалість перебування газу в камері згідно з формулою (2.2):

$$\tau = \frac{6,3}{0,069} = 91,3 \text{ с}.$$

За таблицею 1 Додатку для даної температури знаходимо в'язкість газу $\mu_r = 20,4 \cdot 10^{-6}$ Па·с та густину газу $\rho_r = 0,950$ кг/м³, а за таблицею 3 Додатку – густину пилу $\rho_q = 2600$ кг/м³.

Визначаємо теоретичну швидкість осадження частинок за формулою (2.5):

$$w_{oc}^T = \frac{(7 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (2600 - 0,95) \cdot 9,81}{18 \cdot 20,4 \cdot 10^{-6}} = 0,0034 \text{ м/с.}$$

Дійсна швидкість осадження $w_q = 0,5 \cdot 0,0034 = 0,0017$ м/с.

Знаходимо відстань між полицями за формулою (2.1):

$$h = 0,0017 \cdot 91,3 = 0,155 \text{ м} \approx 155 \text{ мм.}$$

Перевіряємо правильність застосування формули Стокса:

$$Re_q = \frac{0,0034 \cdot 7 \cdot 10^{-6} \cdot 0,950}{20,4 \cdot 10^{-6}} = 0,0011.$$

Оскільки $Re_q = 0,0011 < 0,2$, застосування формули Стокса є допустимим.

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 3

Оцінка ефективності пиловловлювачів відцентрової дії

Пиловловлювачі відцентрової дії є різновидом інерційних апаратів, у яких частинки із закрученого газового потоку видаляються переважно відцентрових сил. На відміну від інерційних пиловловлювачів, розглянутих у Практичному занятті 2, у таких апаратах газовий потік здійснює обертальний рух, проходячи декілька витків. Оскільки вплив відцентрових сил на частинки є значно більшим, ніж вплив гравітаційних сил, то вищою є й ефективність уловлювання дрібнодисперсного пилу. Розміри відцентрових пиловловлювачів за рівної продуктивності також є набагато меншими.

Найпоширенішими апаратами такого типу є **циклони** (рис 3.1). Запилений газ, потрапляючи до циклону, набуває обертального руху за рахунок його тангенціального чи спірального підведення. Можлива також осьова подача газу через криволінійний спрямовуючий апарат. Закручений га-

зовий потік опускається вниз по кільцевому простору між циліндричною частиною циклону та вихлопною трубою до його конічної частини. Під дією відцентрових сил частинки пилю відкидаються до стінок корпусу і випадають з потоку. Чистий газ, продовжуючи обертатися, здійснює поворот на 180° і виходить з циклону через розташовану по осі вихлопну трубу. Частинки пилю, які досягли стінок корпусу, під дією осевої потоку і сил тяжіння рухаються у напрямку до вихідного отвору корпусу і під впливом сил інерції виводяться у бункер.

На сьогодні у вітчизняній техніці пиловловлення найпоширенішими є циклони НПОГаз. В залежності від співвідношення між висотою їхніх складових частин ці апарати можна поділити на циліндричні (рис. 3.1, *а*) та конічні (рис. 3.1, *б*). Циліндричні циклони за рівної продуктивності мають істотно менший гідравлічний опір, а отже потребують менших експлуатаційних витрат у порівнянні з конічними. В той же час конічні циклони забезпечують вищу ефективність очищення.

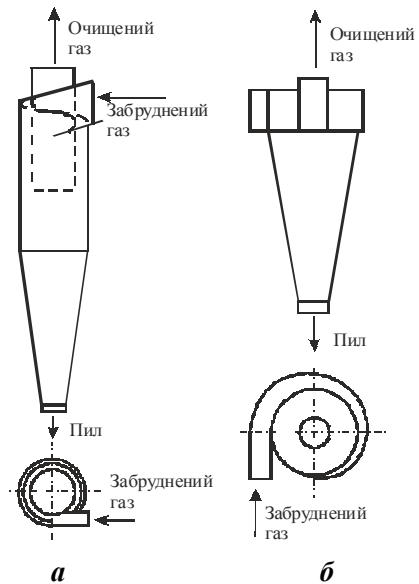


Рис. 3.1. Основні схеми циклонів:
а – циліндричні; *б* – конічні

Досить поширеними типом відцентрових пиловловлювачів є вихрові апарати, які відрізняються від циклонів наявністю допоміжного закрученого газового потоку. Він створюється шляхом подачі через сопла (рис. 3.2, *а*) або лопатки (рис. 3.2, *б*) вторинного повітря: атмосферного повітря, частини очищеного газу або запиленого газу. Найекономічнішим є останній варіант, оскільки дозволяє значно підвищити продуктивність апарату без суттєвого зниження ефективності очищення.

Запиленний газ у вихровому пиловловлювачі спочатку закручується лопатковим завихрювачем і підіймається вгору, де стикається зі струменями вторинного повітря. В результаті частинки пилю спочатку відкидаються

до периферії, а потім потрапляють до спірального потоку вторинного газу і опускаються у нижню частину апарату, а потім у бункер. Для запобігання поверненню пилу до газового потоку на вході у бункер встановлюють підпорну шайбу.

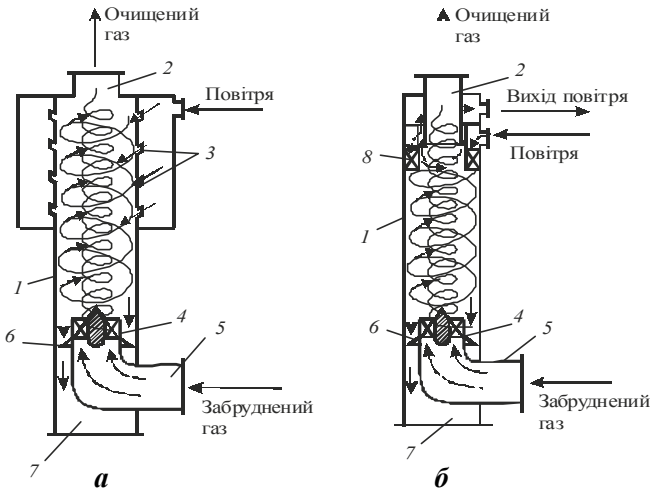


Рис 3.2. Вихрові пиловловлювачі:
а – соплового типу; **б** – лопаткового типу

Вихрові пиловловлювачі мають вищу ефективність у порівнянні з циклонами, у них практично відсутнє абразивне зношення внутрішніх поверхонь, вони піддаються регулюванню і дозволяють очищувати гази вищої температури (якщо як вторинне повітря використовується атмосферне). Однак вони потребують більших витрат енергії і є складнішими в експлуатації.

Ротаційні пиловловлювачі здійснюють очищення газів за рахунок відцентрових сил та сили Коріоліса, що виникають при обертанні робочого колеса вентилятора (рис. 3.3, **а**) або порожнинного ротора (рис. 3.3, **б**). У апаратах першої групи (рис. 3.3, **а**) напрямок частинок, що видаляються, співпадає з напрямком руху газу. Запилений газ потрапляє у центральну частину обертового робочого колеса, розташованого у спіралеподібному кожусі. При обертанні колеса частинки під впливом названих сил відкидаються до стінок кожуха і відводяться через спеціальний патрубок, а очищений газ виходить через патрубок чистого повітря. У апаратах другої групи (рис. 3.3, **б**) напрямок частинок, що видаляються і напрямок руху газу протилежні. В процесі обертання ротору з перфорована-

ною боковою поверхнею частинки пилю відкидаються від неї у радіальному напрямку і видаляються з апарату. Очищений газ всмоктується всередину ротора і робочим колесом вентилятора спрямовується у вихідний патрубок.

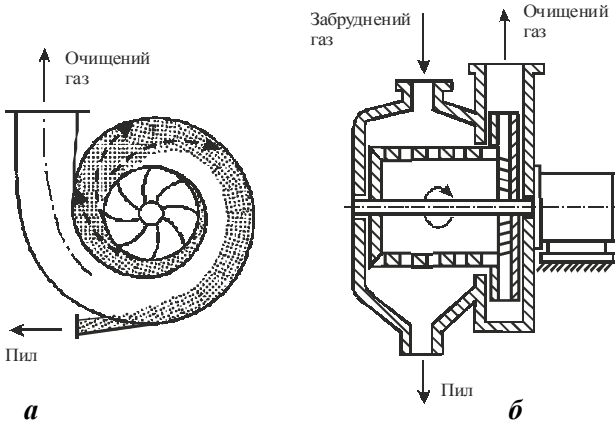


Рис. 3.3. Ротаційні пиловловлювачі:
а – вентиляторні; **б** – проти поточний

Єдиного підходу до оцінки ефективності відцентрових пиловловлювачів на сьогодні не існує. Важливим показником є критичний (мінімальний) діаметр частинок, що повністю уловлюються у апараті. Для вихрових пиловловлювачів його можна визначити за формулою:

$$d_{кр} = \sqrt{\frac{w_{г}}{H} \cdot \frac{\ln(D_{ап}/d_{п})}{(1/18\mu_{г}) \cdot (\rho_{ч} - \rho_{г}) \cdot \omega^2}}. \quad (3.1)$$

Тут $w_{г}$ – швидкість газів у вільному перерізі апарата, м/с; H – Висота пиловловлюючої камери, м; $D_{ап}$ – діаметр апарата, м; $d_{п}$ – діаметр підвідного патрубку, м; $\mu_{г}$ – в'язкість газу, Па·с; $\rho_{ч}$, $\rho_{г}$ – відповідно, густина частинок і газу, кг/м³, ω – кутова швидкість газового потоку у апараті, с⁻¹.

Критичний діаметр для циклонів можна визначити, наприклад, за такою формулою:

$$d_{кр} = 3 \cdot \sqrt{\frac{Q_{г} \cdot \mu_{г} \cdot D_{ап} \cdot (D_{ап} + b)}{(\rho_{г} w_{вх})^2} \cdot \left(1 - \frac{D_{ап} + b}{2D_{ап}}\right)}, \quad (3.2)$$

де $w_{вх}$ – швидкість газу на вході у циклон, м/с, $Q_{г}$ – витрати газу, м³/с, b – ширина вхідного патрубку, м.

Для конічних циклонів запропоновано таку залежність:

$$d_{кр} = \left(\frac{18\mu_{\Gamma}}{\rho_{\text{ч}}} \right)^{0,5} \cdot \frac{\Phi_{cm}^{0,5}}{k} \cdot R^*, \quad (3.3)$$

де Φ_{cm} – показник стікання пилоповітряного потоку на одиницю висоти циклона, м²/с; Q_{Γ} – постійна величина, м²/с; $R^* = R + b$ – радіус стаціонарної орбіти пилової частинки, м, R – внутрішній радіус циклона, м.

Показник стікання пилоповітряного потоку на одиницю висоти циклона визначається за формулою:

$$\Phi_{cm} = \frac{Q_{\Gamma}}{2\pi \cdot H_{\text{ц}}}, \quad (3.4)$$

де $H_{\text{ц}}$ – висота циліндричної частини циклона, м.

Постійну величину визначають за формулою:

$$k = \frac{Q_{\Gamma}}{H_{\text{ц}} \cdot \ln \frac{R^*}{R}}. \quad (3.5)$$

Приклад 3. Визначити мінімальний розмір частинок граніту, що повністю уловлюються у циклоні СКЦН – 34 з діаметром $D_{\text{ан}} = 0,5$ м, якщо температура відхідного повітря складе 40°C .

Розв'язок: У відповідності з типом циклона за таблицею 5 Додатку приймають: швидкість руху пилоповітряного потоку $w_{\Gamma} = 1,7$ м/с; висота циліндричної частини циклона $H_{\text{ц}} = 0,515 \cdot D_{\text{ан}} = 0,515 \cdot 0,5 = 0,258$ м; ширина вхідного патрубку $b = 0,214 \cdot D_{\text{ан}} = 0,214 \cdot 0,5 = 0,107$ м. За таблицею 3 Додатку визначаємо густину пилу $\rho_{\text{ч}} = 2700$ кг/м, а за таблицею 2 Додатку – коефіцієнт в'язкості повітря $\mu_{\Gamma} = 19,1 \cdot 10^{-6}$ Па·с.

Визначаємо продуктивність циклона:

$$Q_{\Gamma} = \frac{\pi \cdot D_{\text{ан}}^2}{4} \cdot w_{\Gamma} = \frac{3,14 \cdot (0,5)^2}{4} \cdot 1,7 = 0,334 \text{ м}^3/\text{с}.$$

За формулою (3.4) визначаємо показник стікання пилоповітряного потоку:

$$\Phi_{\text{ст}} = \frac{0,334}{2 \cdot 3,14 \cdot 0,258} = 0,206 \text{ м}^2/\text{с}.$$

Радіус зовнішньої межі потоку (уловлювання):

$$R = D_{\text{ан}} / 2 = 0,5 / 2 = 0,25 \text{ м}.$$

Радіус стаціонарної орбіти пилової частинки:

$$R^* = R + b = 0,25 + 0,107 = 0,357 \text{ м.}$$

За формулою (3.5) визначають постійну величину k :

$$k = \frac{0,334}{0,258 \cdot \ln \frac{0,357}{0,25}} = 3,634 \text{ м}^2/\text{с.}$$

За формулою (3.3) визначаємо критичний діаметр пилових частинок:

$$d_{\text{кр}} = \left(\frac{18 \cdot 19,1 \cdot 10^{-6}}{2700} \right)^{0,5} \cdot \frac{(0,206)^{0,5}}{3,634} \cdot 0,357 = 1,59 \cdot 10^{-5} \text{ м} = 15,9 \text{ мкм.}$$

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 4

Визначення характеристик розпилювального скрубера

У розпилювальних скруберах уловлювання пилу здійснюється шляхом контакту частинок з рідиною, розпиленою у масі газу на дрібні краплини за допомогою форсунок, механічних пристроїв або високошвидкісної течії газу. Відповідно, апарати цього типу поділяються на порожнинні (форсункові), швидкісні і механічні.

У порожнинних скруберах розпилювання проходить за рахунок енергії рідини, що диспергується за допомогою форсунок, сопел і тощо у вертикальних і горизонтальних камерах, де відбувається її контакт з забрудненим газом (рис. 4.1, *а*).

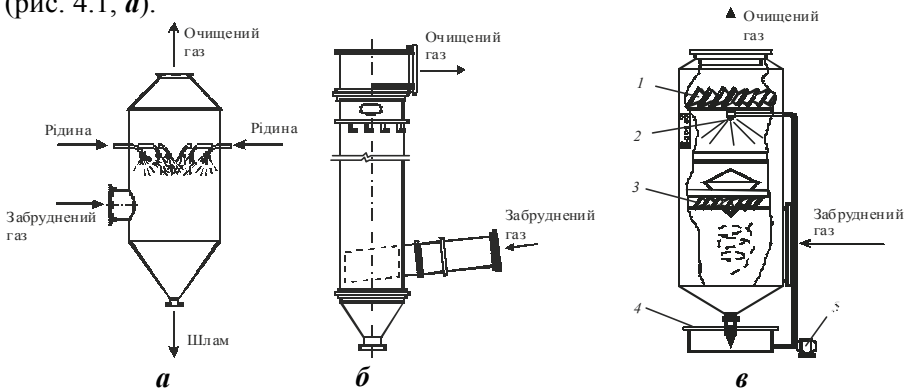


Рис. 4.1. Порожнинні скрубери:

а – форсунковий; *б* – циклон з водяною плівкою; *в* – з внутрішнім завихрювачем: 1 – розкручувач, 2 – зрошувальний пристрій, 3 – завихрювач, 4 – збирач рідини, 5 – насос

Для поліпшення рівномірності розподілу газу і використання ефекту плівкового поглинання застосовують циклони з водяною плівкою (рис. 4.1, б). Запилений газ тангенціально подається у нижню частину апарату і рухається в гору по гвинтовій лінії. Поглинач розбризкується через трубки, розташовані по внутрішньому периметру апарату. Уловлювання забруднень відбувається як плівкою рідини на стінках корпусу, так і краплинами поглинача в об'ємі скрубера. У інших конструкціях закручування газового потоку здійснюється за допомогою спеціальних пристроїв, а рідина розбризкується форсунками встановленими у центральній частині апарату (рис 4.1, в). Біля стінок скрубера формується обертовий висхідний потік, а в центральній частині апарата – низхідний потік, які зливаються поблизу вхідного патрубку. Частинки можуть занурюватися та змиватися плівкою води, що стікає, або пробивати плівку, відскакувати від стінки і повертатися до повітряного потоку. Поведінка частинок, а отже й ефективність їх уловлювання визначається їхнім розміром та швидкістю, тобто значеннями числа Рейнольдса:

$$Re_u = \frac{v_R \cdot d_u}{\nu_B}, \quad (4.1)$$

де v_R – радіальна швидкості частинок пилу, м/с; d_u – діаметр частинок пилу, м; ν_B – кінематична в'язкість води, м²/с.

Для ефективного уловлювання частинок необхідно, щоб $Re_u > 5$.

З практики експлуатації скруберів відомо, що ефективно уловлюються грубі частинки, дрібний пил, що близько розміщений до стінок апарата, а змочувані частинки пилу розміром за менше 5 мкм.

Радіальна швидкість частинок пилу визначається за формулою:

$$v_R = \frac{k^2 \cdot \tau}{R^3}, \quad \text{м/с}, \quad (4.2)$$

де k – постійний параметр, м²/с; τ – час релаксації (змочування), с; R – радіус скрубера, м.

Значення k визначають за формулою:

$$k = \frac{Q_\Gamma}{B \cdot \ln \frac{R}{R_H}}, \quad \text{м}^2/\text{с}, \quad (4.3)$$

де Q_Γ – секундна витрата запиленого газу, що подається до скрубера, м³/с;

B – товщина потоку газу, м; R_n – радіус низхідного (спадаючого) потоку газу, м.

Секундну витрату запиленого повітря, що подається до скрубера, визначають за формулою:

$$Q_{\Gamma} = F \cdot w_{\text{вх}}, \text{ м}^3/\text{с}, \quad (4.4)$$

де F – площа поперечного перерізу вхідного патрубку скрубера, м^2 , $w_{\text{вх}}$ – швидкість повітря, що подається у вхідний патрубок, м/с.

Приклад 4. Оцінити можливість уловлювання погано змочуваних водою частинок пилу густиною $\rho_n = 2500 \text{ кг/м}^3$ у верхній частині відцентрового скрубера ЦВП – 10.

Вихідні дані: Швидкість входу повітря $w_{\text{вх}} = 20 \text{ м/с}$, розмір частинок $d_{\text{ч}} = 20 \cdot 10^{-6} \text{ м}$, температура води $t_b = 20 \text{ }^\circ\text{C}$.

Розв'язок:

За таблицею 5 Додатку знаходимо: діаметр скрубера $= 1,0 \text{ м}$, розміри поперечного перерізу вхідного патрубку: $A \times B = 0,35 \times 0,62 \text{ м}$.

Площа поперечного перерізу вхідного патрубку :

$$F = A \cdot B = 0,35 \cdot 0,62 = 0,217 \text{ м}^2.$$

Витрати пило-повітряної суміші знаходимо за формулою (4.4):

$$Q_{\Gamma} = 0,217 \cdot 20 = 4,34 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Радіус скрубера $R = D/2 = 1,0/2 = 0,5 \text{ м}$. Радіус низхідного потоку повітря приймаємо $R_n = 0,15 \text{ м}$ [5].

Константа k , згідно з формулою (4,3):

$$k = \frac{4,34}{0,62 \cdot \ln \frac{0,5}{0,15}} = 5,814 \text{ м}^2/\text{с}.$$

За таблицею 6 Додатку в залежності від заданого діаметра частинок пилу визначаємо тривалість їх змочування $\tau = 0,003 \text{ с}$.

За таблицею 7 Додатку в залежності від t_b визначаємо коефіцієнт кінематичної в'язкості води $\nu_b = 1,006 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

Радіальну швидкість частинок пилу, визначаємо за формулою (4,2):

$$v_R = \frac{(5,814)^2 \cdot 0,003}{(0,5)^3} = 0,811 \text{ м/с}.$$

Критерій Рейнольдса для частинок пили, які рухаються у воді:

$$Re_{\text{ч}} = \frac{0,811 \cdot 20 \cdot 10^{-6}}{1,006 \cdot 10^{-6}} = 16,12 > 5.$$

Таким чином, частинки пили добре уловлюються у відцентровому скрубєрі.

У швидкісних розпилювальних скрубєрах (рис. 4.2) рідина диспергується за рахунок кінетичної енергії газового потоку, що рухається з великою швидкістю (40...150 м/с), або при ударі газу, що рухається з великою швидкістю, об поверхню рідини (рис. 4.2, б).

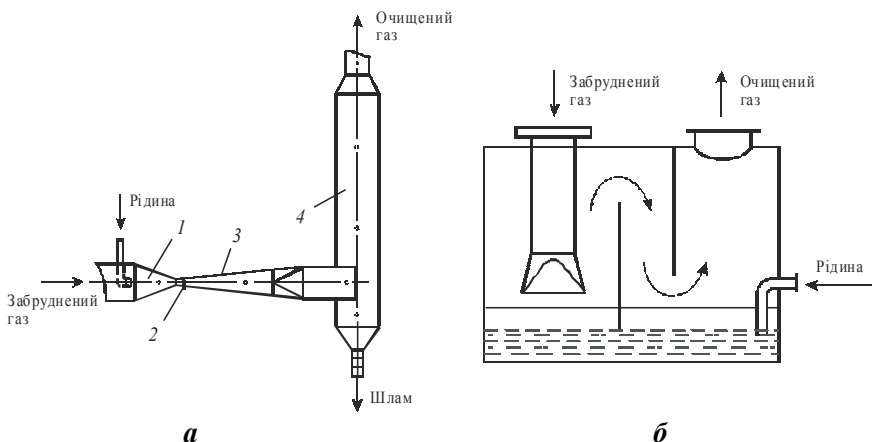


Рис. 4.2. Швидкісні скрубєри: а – скрубєр Вентурі:

1 – конфузор, 2 – горловина, 3 – дифузор, 4 – циклон – краплеуловлювач;
б – скрубєр Дойля

Найпоширенішими та найефективнішими з апаратів цього типу є скрубєри Вентурі (рис. 4.2, а). Основним їхнім елементом є труба Вентурі, яка складається із конфузора, горловини та дифузора. Газ, проходячи через конфузор, внаслідок поступового зменшення поперечного перерізу поступово набуває великої швидкості, яка може досягати у горловині значення 150 м/с. Рідина до труби Вентурі може подаватися у вигляді плівки, що переливається через край конфузору, у вигляді струминок, що подаються через установлені по периферії горловини форсунки, сопла або отвори, або у вигляді струменя що подається через форсунки, розміщені біля горловини, або перед нею. Контактуючи з газовим потоком, рідина буде

розпилюватися до краплин невеличкого розміру, а також інтенсивно перемішуватися з ним. При цьому збільшується поверхня масообміну і зростає швидкість турбулентної дифузії, а отже, і швидкість поглинання домішок. В подальшому потік газу і рідини проходить через дифузор, де його швидкість зменшується відповідно розширенню труби. Краплини рідини разом з поглинутими забрудненнями відділяються від газу у сепараторі, наприклад, циклонного типу, внаслідок різкого падіння швидкості потоку.

Досить велику групу складають апарати ударно – інерційної дії. Тут спочатку газ, що рухається з великою швидкістю, ударяє об поверхню рідини, а потім утворена газорідинна суміш пропускається крізь отвори різної конфігурації. Типовим представником таких пиловловлювачів є скруббер Дойля (рис. 4.2, б), в який газ надходить через трубу, у нижній частині якої встановлені конічні сопла для прискорення газового потоку. В результаті він набуває досить високої швидкості (35...55 м/с) і при ударі об поверхню рідини, що подається у нижню частину апарату, утворює піну з розвиненою поверхнею масообміну. Далі очищений газ минає перегородки, що служать для сепарації краплин рідини за рахунок інерційних сил та виходить через патрубок у верхній частині апарату, а вода видаляється за допомогою зливного пристрою.

В механічних скруберах рідина розпилюється за рахунок підведення механічної енергії за допомогою дисків, занурених конусів, перфорованих циліндрів, лопатей, що насаджені на горизонтальні або вертикальні вали (рис. 4.3).

Лопаті або диски, частково занурені у рідину і при обертанні валу розбризкують її в об'ємі камери. Газ рухається перпендикулярно (рис. 4.3, а) або паралельно (рис 4.3, б) осі обертання, очищуючись при контакті з краплинами поглинача і відділяючись від останніх при зміні напрямку руху навколо перегородок.

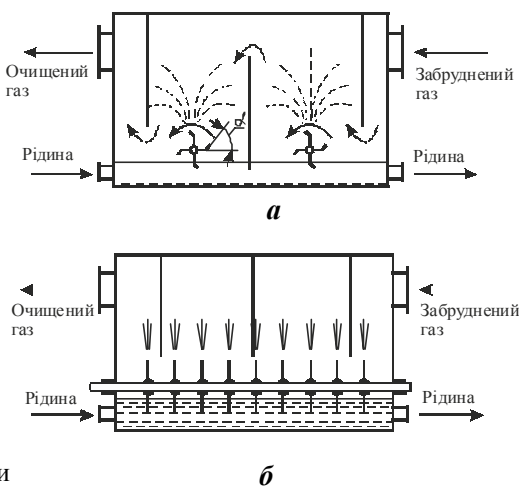


Рис. 4.3. Механічні скрубери:
а – з лопатевими валками;
б – з розбризкувальними дисками

До апаратів цього типу відносяться також роторні відцентрові скрубери. За своєю конструкцією вони аналогічні сухим ротаційним пиловловлювачам (рис 3.3, *а*) і відрізняються від них тільки наявністю пристроїв для підведення зрошувальної рідини.

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 5

Розрахунок характеристик насадкового абсорбера

У насадкових апаратах контакт газу з абсорбентом відбувається в основному на змоченій поверхні насадки, по якій стікає зрошувальна рідина.

Насадковий абсорбер (рис. 5.1) має вигляд циліндричної колони, у нижній частині якої встановлені опорні ґратки. Зрошення насадки здійснюється за допомогою спеціальних зрошувальних пристроїв. Відпрацьований абсорбент відводиться з нижньої частини апарата. Забруднений газ, як правило, рухається протитечією з рідиною. Насадка укладається на ґратки внавал або правильними рядами, зменшуючи розмір насадки від низу догори. Цим забезпечується рівномірний розподіл рідини по насадці. З цією ж метою насадку розбивають на секції, між якими встановлюють перерозподільні пристрої для рідини (рис. 5.1, *б*).

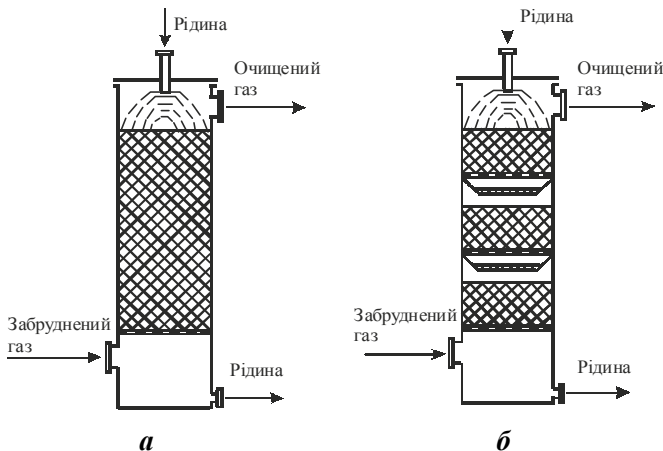


Рис. 5.1. Насадкові абсорбери:

а – із суцільним завантаженням; *б* – з шаровим завантаженням насадки

Ефективність роботи абсорбера значною мірою визначається типом насадки і способом її укладання. Основними вимогами до насадок є мала

насіпна густина, великі питома поверхня і вільний об'єм, добра змочуваність, малий гідравлічний опір, висока механічна міцність і корозійна стійкість у різних хімічних середовищах. Універсальних насадок, які задовольняли б всім перерахованим вимогам, не існує і їх вибір повинен здійснюватися у відповідності з конкретними умовами очищення газів.

Найпоширенішими є наступні типи насадок (рис. 5.2).

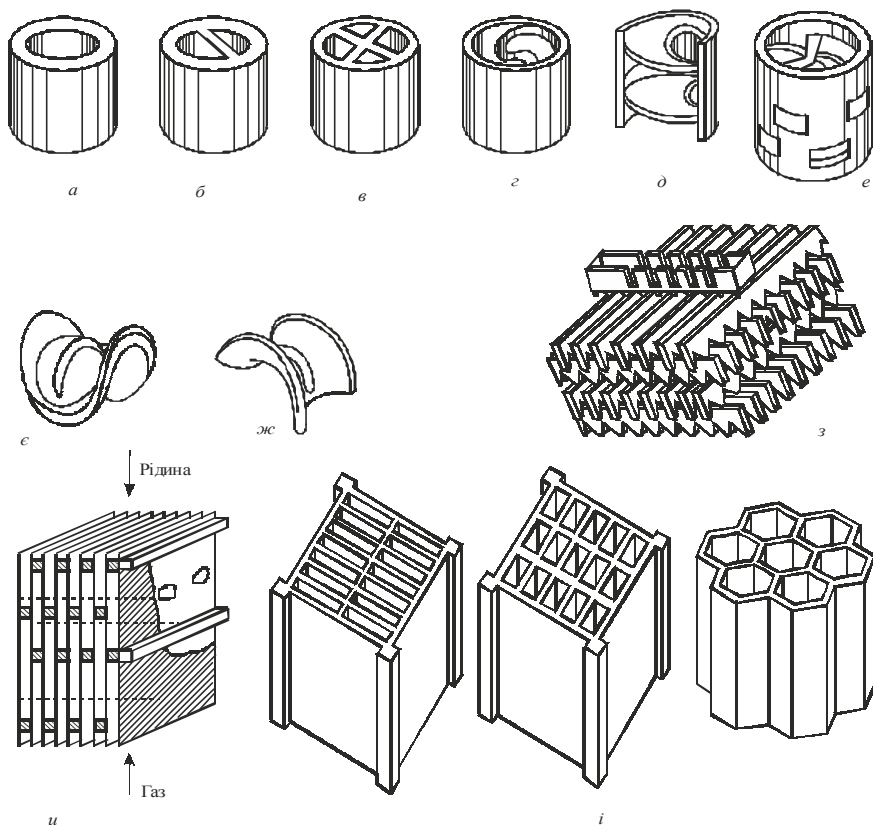


Рис. 5.2. Типи насадок

Насадковими тілами у **кільцевій насадці** є тонкостінні циліндричні кільця, висота яких, зазвичай, дорівнює зовнішньому діаметру. Кільця малого діаметру (до 50 мм) завантажують у абсорбер навалом, а великого – правильними рядами у шаховому порядку. Найпростішим різнови-

дом кільцевої насадки кільця Рашига – прості циліндри без додаткових пристроїв (рис. 5, *a*), виготовлені з кераміки або фарфору, рідше з металів, вуглеграфітових і пластичних мас. З метою збільшення поверхні насадки розроблені кільця Лессинга з однією або двома хрестоподібними перегородками (рис. 5, *б, в*); спіральні кільця з розташованими всередині однією або декількома спіралями (рис. 5, *г, д*); кільця Палля з перфорованими стінками (рис. 5, *e*) тощо.

Керамічна **сідлоподібна насадка** використовується для неупорядкованого завантаження. У промисловості набули поширення сідла Берля (рис. 5, *ε*) з поверхнею у вигляді гіперболічного параболоїда та сідла Інталокс (рис. 5, *ж*) поверхня яких має вигляд частини тора. На поверхні сідел Інталокс є невеликі виступи, що виключає можливість щільного прилягання елементів насадки один до одного. У порівнянні з кільцями Рашига такі насадки мають більшу питому поверхню і дещо більший вільний об'єм, кращу змочуваність і менший гідравлічний опір.

У абсорберах великого діаметру використовується дерев'яна **хордова насадка** (рис. 5, *з*), яка складається із ґраток. Ґратки формуються з поставлених на ребро дошок, розташованих по хордах кола поперечного перерізу абсорбера. У суміжних ґратках дошки розташовані під прямим кутом одна до одної. Не зважаючи на малу масу, дешевизну та простоту виготовлення, використання хордових насадок обмежено внаслідок їхньої невеликої питомої поверхні і малого вільного об'єму.

Плоскопаралельна насадка (рис. 5, *и*) складається з вертикальних пакетів плоских або гофрованих пластин, виготовлених з металу або (при роботі за невисоких температур) зі склотканини. Основне уловлювання домішок відбувається у плівці рідини, що стікає по стінках пластин.

Елементами регулярної **блокової насадки** (рис. 5, *і*) є керамічні порожнинні великогабаритні блоки прямокутного або стільникового перерізу. Основною перевагою блокової насадки є спрощення робіт по укладанню в апараті і малий гідравлічний опір. Її ефективність не нижча ніж у інших видів регулярних насадок.

Існують і інші типи насадок: кускові (з кусків коксу, кварцу), дротяні спіральні, розетки, металеві сіткові, пропелерні тощо. Проте ці насадки не набули широкого промислового застосування.

Гідродинамічний режим роботи насадкового абсорбера визначається щільністю зрошування і швидкістю газового потоку. Якщо швидкості газу і рідини порівняно невеликі, абсорбер працює у **плівковому режимі**, що характеризується слабкою взаємодією між рідиною і газом та незалежністю кількості утримуваної у насадці рідини від швидкості газу.

Зі збільшенням швидкості висхідного потоку газу і, відповідно, сил тертя, швидкість стікання рідини по насадці зменшується. На поверхні контакту фаз рідина гальмується газовим потоком. Від певного значення швидкості газу починається режим **підвисання**, що характеризується накопиченням рідини в місцях контакту тіл насадок, збільшенням змоченої і активної поверхні насадки, а відтак і зростанням інтенсивності масообміну.

При подальшому зростанні швидкості утворюються завихрення, бризки, накопичення рідини у вільному об'ємі насадки продовжується. Коли сила тертя між рідиною і газом зрівняється з силою тяжіння рідини, у насадці відбувається інверсія фаз. Утворюється дисперсна система яка нагадує піну або газорідинну емульсію. Такий режим називається режимом **емульгування**. Газ при цьому не проходить суцільним потоком, а барботує крізь рідину, що накопичилася в насадці.

Режим емульгування характеризується максимальною поверхнею контакту фаз, яка складається не тільки з поверхні насадки, але й з поверхонь бульбашок і струменів газу, а отже і максимальною ефективністю очищення. Коли швидкість газу перевищує швидкість, відповідну точці **захливання**, газ знову стає суцільною фазою, але починається значне унесення рідини з апарату, в основному у вигляді крапель. Наступає режим **унесення**.

Матеріальний баланс процесу абсорбції за усталених умов має вигляд:

$$G_{\text{п}} \cdot \bar{y}_{\text{п}} - G_{\text{к}} \cdot \bar{y}_{\text{к}} = L_{\text{к}} \cdot \bar{x}_{\text{к}} - L_{\text{п}} \cdot \bar{x}_{\text{п}}. \quad (5.1)$$

Тут $G_{\text{п}}$, $G_{\text{к}}$, $L_{\text{п}}$, $L_{\text{к}}$ – витрати газової суміші та поглинача на вході у апарат та виході з нього відповідно, кг/с; $\bar{x}_{\text{п}}$, $\bar{x}_{\text{к}}$, $\bar{y}_{\text{п}}$, $\bar{y}_{\text{к}}$ – масова частка компонента, що поглинається, у поглиначі та у газовій суміші на вході у апарат та виході з нього відповідно, кг/кг газової суміші.

При розрахунку абсорбції нелетким рідким поглиначем масові (або мольні) витрати поглинача та інертного, нерозчинного в рідині газу по висоті абсорберу можна вважати постійними. Тоді рівняння матеріального балансу у відносних масових одиницях матиме вигляд:

$$M = G \cdot (\bar{Y}_{\text{н}} - \bar{Y}_{\text{г}}) = L \cdot (\bar{X}_{\text{н}} - \bar{X}_{\text{г}}), \quad (5.2)$$

де M – витрати компонента, що поглинається, кг/с; G та L – витрати інертного газу та рідини поглинача, кг/с; $\bar{X}_{\text{п}}$, $\bar{X}_{\text{к}}$, $\bar{Y}_{\text{п}}$, $\bar{Y}_{\text{к}}$ – концентрація компонента, що поглинається, у поглиначі та у газовій суміші на вході у апарат та виході з нього відповідно, кг/кг рідкого поглинача.

Витрати рідкого поглинача:

$$L = \varphi \cdot L_{\min}, \quad (5.3)$$

де $\varphi > 1$ – коефіцієнт надлишку поглинача; L_{\min} – теоретично мінімальні витрати поглинача, визначаються графічно або аналітичним шляхом:

$$L_{\min} = \frac{M}{X_{\kappa}^* - X_{\Pi}}, \quad (5.4)$$

де \bar{X}_{κ}^* – концентрація компонента, що поглинається, у поглиначі, рівноважному з газовою фазою, на виході з апарата. Її визначають за рівнянням:

$$x^* = \frac{p^A}{m_{px}}, \quad (5.5)$$

де x^* – мольна (об'ємна) частка компонента, що поглинається, у поглиначі; p^A – парціальний тиск домішки у газі, Па; m_{px} – константа фазової рівноваги, Па. Формули для перерахунку об'ємних часток у концентрації наведені у спеціальній літературі [9].

Приклад 5. Розрахувати матеріальний баланс та визначити мінімальні витрати абсорбенту (води) для поглинання хлору з повітря при русі протитечією.

Вихідні дані: Температура в абсорбері $t = 30$ °С, тиск в абсорбері $P = 1,1 \cdot 10^6$ Па, витрати газоповітряної суміші на вході $Q_{\Pi}^r = 3,0$ м³/с; об'ємна частка домішки на вході $y_{\Pi} = 0,10$, необхідний ступінь очищення $\eta = 0,75$. Молекулярна маса хлору 70,9, повітря – 28,96. Густина хлору за 0°С та 1 атм – $\rho_{\Gamma}^0 = 3,22$ кг/м³.

Розв'язок:

Витрати домішки на вході у абсорбер:

$$Q_{\Pi} = Q_{\Pi}^r \cdot y_{\Pi} = 3,0 \cdot 0,10 = 0,3 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Кількість поглиненої домішки:

$$W_A = Q_{\Pi} \cdot \eta = 0,3 \cdot 0,75 = 0,225 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Витрати газоповітряної суміші на виході з абсорбера:

$$Q_{\kappa}^r = Q_{\Pi}^r - W_A = 3,0 - 0,225 = 2,775 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Витрати домішки на виході з абсорбера:

$$Q_{\kappa} = Q_{\Pi} - W_A = 0,3 - 0,225 = 0,075 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Масові витрати поглиненої домішки:

$$M = W_A \cdot \frac{273}{t + 273} \cdot \frac{P}{10^5} \cdot \rho_{\Gamma}^0 = 0,225 \cdot \frac{273}{273 + 30} \cdot \frac{1,1 \cdot 10^6}{10^5} \cdot 3,22 = 7,180 \text{ кг/с.}$$

За таблицею 8 Додатку визначаємо константу фазової рівноваги:

$$m_{px} = 67,0 \cdot 10^6 \text{ Па.}$$

Парціальний тиск домішки на вході у абсорбер:

$$p^A = P \cdot y_{\Pi} = 1,1 \cdot 10^6 \cdot 0,10 = 0,11 \cdot 10^6 \text{ Па.}$$

Рівноважна концентрація домішки у абсорбенті на виході з апарата згідно з формулою, (5.5):

$$x_{\Pi}^* = \frac{0,11 \cdot 10^6}{67,0 \cdot 10^6} = 1,642 \cdot 10^{-3}.$$

Відносна рівноважна масова концентрація домішки у поглиначі:

$$\bar{X}_{\kappa}^* = \frac{M_A \cdot x_{\kappa}^*}{M_{\Gamma} \cdot (1 - x_{\kappa}^*)} = \frac{70,91 \cdot 1,642 \cdot 10^{-3}}{28,96 \cdot (1 - 1,642 \cdot 10^{-3})} = 4,027 \cdot 10^{-3} \text{ кг/кг рідкого}$$

поглинача.

Мінімальні масові витрати абсорбенту визначаємо з рівняння (5.4):

$$L_{\min} = \frac{7,18}{4,027 \cdot 10^{-3}} = 1783,0 \text{ кг/с.}$$

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 6

Розрахунок швидкості осадження частинок

Видалення із води грубодисперсних домішок, які за своєю густиною відрізняються від густини води, проводиться у апаратах гравітаційної дії – пісколовках та відстійниках.

Відстійники, що використовуються на очисних спорудах за напрямом руху потоку води поділяються на вертикальні, горизонтальні, радіальні і похилі тонкошарові.

Горизонтальні відстійники застосовуються на очисних спорудах продуктивністю 15 ÷ 100 тис. м³/добу і є прямокутними у плані резервуарами, розділеними поздовжніми перегородками на декілька відділень. Потік води в них рухається горизонтально (рис. 6.1).

Осад, що випадає протягом руху рідини вздовж відстійника, переміщується скребок у розташовані на вході прямки, звідки самопливом видаляється через трубопровід. Для видалення речовин, що спливають у кінці споруди передбачений збірний лоток.

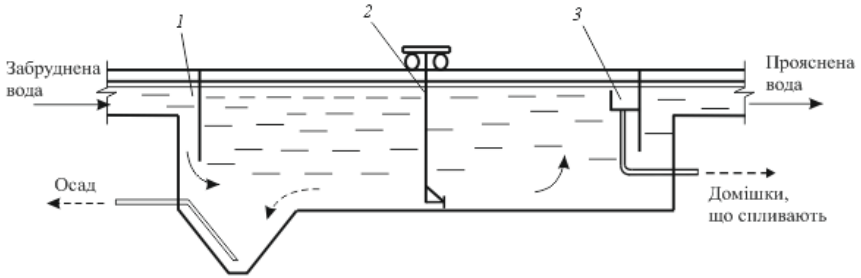


Рис. 6.1. Горизонтальний відстійник:

1 – розподільний лоток; 2 – скребковий механізм; 3 – збірний лоток

На очисних спорудах відносно малої продуктивності ($2 \div 20$ тис. $\text{м}^3/\text{добу}$) доцільнішим є використання відстійників з вертикальним рухом потоку води. Вертикальний відстійник (рис. 6.2) – це круглий у плані резервуар з конічним дном та центральною трубою всередині, по якій до апарату потрапляє забруднена вода. Для запобігання збуренню осаду на виході з труби розташований конусний відбивний щит. Прояснена вода видаляється за допомогою периферійного збирного лотка, а речовини, що спливають – за допомогою кільцевого лотка.

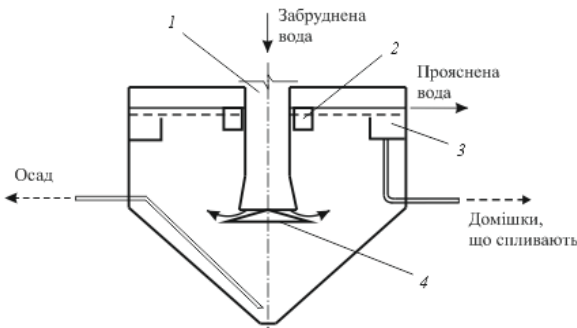


Рис. 6.2. Вертикальний відстійник:

1 – центральна труба;
2 – кільцевий лоток;
3 – збірний лоток;
4 – відбивний щит

Радіальні відстійники мають круглу в плані форму резервуарів, з центральною подачею води, яка потім радіально рухається до периферії (рис. 6.3). Швидкість її при цьому поступово зменшується. Прояснена вода вида-

ляється через розташований на периферії збірний лоток, а осад встановленими на обертовій фермі скребками спрямовується у приямок.

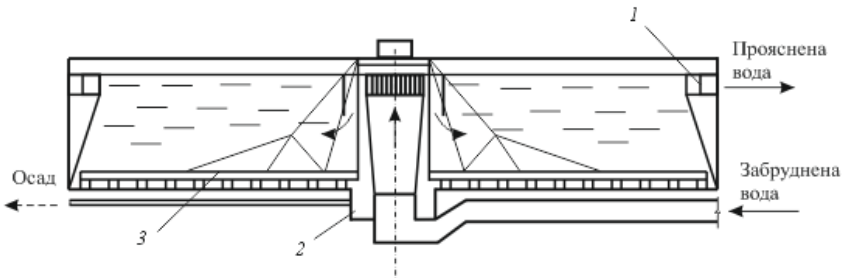


Рис. 6.3. Радіальний відстійник:

1 – збірний лоток; 2 – муловий приямок; 3 – скребковий механізм

Для забезпечення рівномірного руху по перерізу відстійника та запобігання утворенню місцевих завихрення потоку рідини розроблено радіальні відстійники з периферійною подачею забрудненої води.

З метою збільшення ефективності прояснення води у відстійниках встановлюють блоки з тонкошарових елементів (плоскі або рифлені пластини, трубчасті елементи). Такі блоки можуть вбудовуватися у горизонтальні (рис. 6.4), вертикальні або радіальні відстійники. Розроблено і спеціальні тонкошарові відстійники, які є самостійними спорудами.

Відділений осад сповзає у нижню частину апарата перпендикулярно або паралельно (прямо- чи протитечією) руху води. Зменшення часу та поліпшення гідродинаміки осадження суспензії дозволяє суттєво збільшити ефективність прояснення.

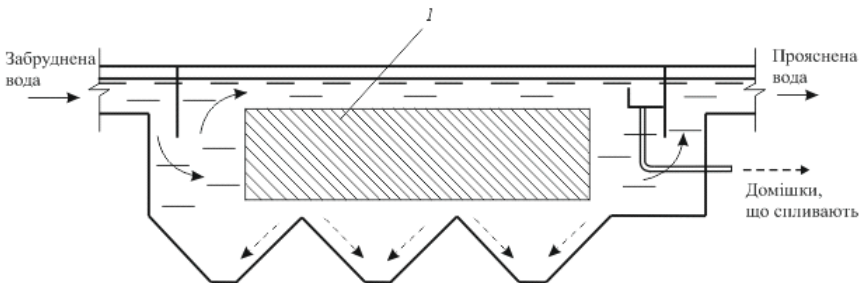


Рис. 6.4. Горизонтальний відстійник з тонкошаровими блоками:

1 – тонкошаровий блок

Процес осадження кулястої частинки у нерухомому неорганічному середовищі описується за допомогою критеріїв подібності Архімеда Ar і Рейнольдса Re . Для ламінарного режиму осадження вони мають значення $Ar < 3,6$, $Re < 0,2$ і справедливою є формула Стокса:

$$w_{oc} = \frac{d^2(\rho - \rho_c)}{18\mu_c} \text{ м/с.} \quad (6.1)$$

Тут d – діаметр кулястої частки, м; ρ – густина частинки, кг/м³; ρ_c – густина середовища, кг/м³; μ_c – в'язкість середовища, Па·с.

Визначення швидкості осадження кулястих одиночних частинок у нерухомому неорганічному середовищі за узагальненим методом, придатним для будь-якого режиму осадження, проводять таким чином.

Визначають критерій Архімеда:

$$Ar = \frac{d^3(\rho - \rho_c)\rho_c g}{\mu_c^2}. \quad (6.2)$$

За знайденим значенням критерію визначають величину критерію, наприклад, за формулою:

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,575\sqrt{Ar}}. \quad (6.3)$$

Далі розраховують швидкість осадження:

$$w_{oc} = \frac{Re \cdot \mu_c}{d \cdot \rho_c}. \quad (6.4)$$

Приклад 6. Знайти швидкість осадження у воді частинок кварцу кулястої форми діаметром 0,45 мм, якщо температура води 20 °С.

Розв'язок:

З таблиці 3 Додатку знаходимо густину матеріалу $\rho = 2650$ кг/м³.

З таблиці 7 Додатку для температури 20°C знаходимо густину води $\rho_c = 998,2$ кг/м³ та її динамічну в'язкість $\mu_c = 1,004 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Визначаємо критерій Ar за формулою (6.2):

$$Ar = \frac{(0,45 \cdot 10^{-3})^3 (2650 - 998,2) \cdot 998,2 \cdot 9,8}{(1,004 \cdot 10^{-3})^2} = 1,46 \cdot 10^3.$$

За найденим значенням Ar згідно з формулою (6.3) знаходимо критерій Re :

$$Re = \frac{1,46 \cdot 10^3}{18 + 0,575\sqrt{1,46 \cdot 10^3}} = 36,53.$$

Швидкість осадження у воді частинок кулястої форми, м/с, визначаємо із виразу (6.4):

$$w_{oc} = \frac{36,53 \cdot 1,004 \cdot 10^{-3}}{4,5 \cdot 10^{-4} \cdot 998,2} = 0,08 \text{ м/с.}$$

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 7

Розрахунок характеристик адсорбційного очищення води

Апарати, що використовуються для адсорбції розчинених речовин з водних розчинів, за умовами контакту адсорбенту та очищуваної води можна поділити на такі основні типи: з щільним шаром, псевдозрідженим шаром та з механічним або пневматичним перемішуванням.

Апарати з щільним нерухомим шаром адсорбенту поділяються на закриті (напірні) циліндричні сталеві колони, що працюють під тиском (рис. 7,1 *a*), та відкриті (безнапірні) резервуари прямокутного чи круглого перерізу. Очищувана вода в цих адсорберах фільтрується крізь шар адсорбенту, рухаючись згори вниз, або знизу вгору. Після проскакування у фільтрат речовин, які вилучаються з води, процес припиняють і адсорбент піддають десорбції.

З метою зменшення об'єму активованого вугілля розроблено апарати із щільним шаром адсорбенту, який під впливом сил гравітації або за допомогою механічних пристроїв безперервно рухається згори вниз назустріч забрудненій воді. Подача адсорбенту здійснюється безперервно або періодично (порціями) таким чином, щоб забезпечити незмінний розподіл адсорбованої речовини по висоті колони. При цьому кількість свіжого та регенерованого вугілля, що надходить у апарат, повинна бути збалансована з масою адсорбенту, який виводиться на регенерування.

На рис. 7.1, *б* представлено схему адсорбера, в якому активоване вугілля подається через завантажувальний пристрій у верхню частину

циліндричного корпусу і опускається вниз під впливом сил тяжіння. Контактуючи із зустрічним потоком забрудненої води, адсорбент поступово насичується органічними речовинами, потім проходить всередині перфорованого циліндра і шнеком видаляється з апарата. Забруднена вода подається перфорованим шнеком у проміжок між корпусом і перфорованим циліндром. Звідти крізь отвори, діаметр яких менший за розміри зерен адсорбенту, рідина потрапляє до корпусу, рухається вгору, поступово очищуючись, і видаляється з верхньої частини апарата.

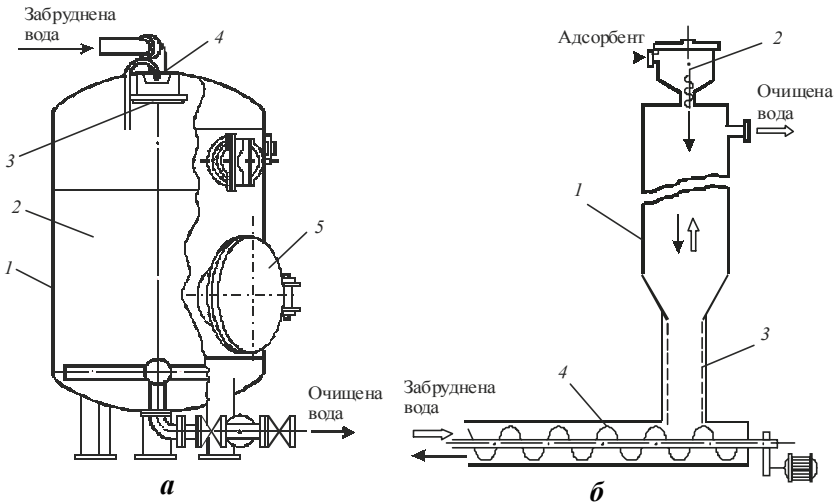


Рис.7.1. Адсорбери з щільним шаром адсорбенту:

a – вертикальний напірний адсорбер з нерухомим шаром:

1 – корпус; 2 – нерухомий шар активованого вугілля; 3 – відбійник;

4 – трубка для скидання повітря; 5 – люк;

б – з шаром адсорбенту, що рухається:

1 – корпус; 2 – завантажувальний пристрій; 3 – перфорований циліндр; 4 – шнек

Процес адсорбції у нерухомому шарі описується моделлю фронтального відпрацювання шару адсорбенту. Згідно з нею найважливішою характеристикою процесу є зона, яку називають "робочим" шаром, або зоною масоперенесення, в якій концентрація знижується від початкової до практично нульової. Чим більший опір масоперенесення, тим більша довжина зони.

Довжину «робочого» шару L_0 і довжину невикористаного шару h визначають експериментально. Спочатку вимірюють зміну концентрацій у часі за фіксованої висоти шару та будують вихідну криву (рис. 7.2).

За цією кривою знаходять час до появи за шаром проскокової концентрації забруднення, яка дорівнює 0,05 від початкової $\tau_{п}$, с, час до появи за шаром концентрації 0,95 від початкової τ_p , с, а також фактор симетричності вихідної кривої ϕ , який визначається графічно, як співвідношення площ (рис. 7.2):

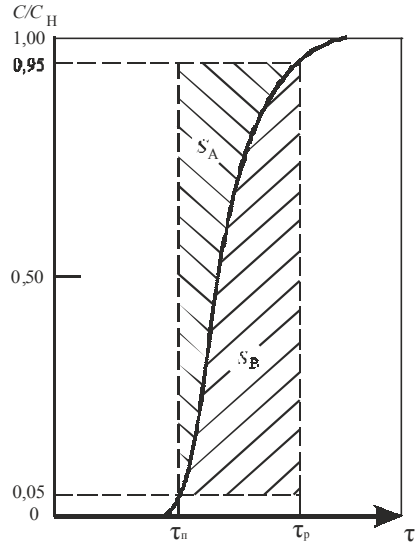


Рис. 7.2. До визначення фактора симетричності вихідної кривої

$$\phi = S_A / (S_A + S_B). \quad (7.1)$$

Величини L_0 і h , м, можна визначити за співвідношеннями:

$$L_0 = L \frac{\tau_p - \tau_{п}}{\tau_p - (1 - \phi)(\tau_p - \tau_{п})}; \quad (7.2)$$

$$h = L_0 \phi, \quad (7.3)$$

де L – довжина шару адсорбенту, м.

Приклад 7. Визначити довжину робочого шару адсорбенту та довжину невикористаного шару адсорбенту.

Вихідні дані: довжина шару адсорбенту $L = 1,0$ м; час до появи за шаром проскокової концентрації, яка дорівнює 0,05 від початкової $\tau_{п} = 43200$ с; час до появи за шаром проскокової концентрації, яка дорівнює 0,95 від початкової $\tau_p = 162000$ с; площа $S_A = 16$; площа $S_B = 5$.

Розв'язок:

Фактор симетричності вихідної кривої згідно з формулою (7.1):

$$\varphi = \frac{16}{16 + 5} = 0,76.$$

Довжину робочого шару адсорбенту, визначаємо за формулою (7.2):

$$L_0 = \frac{162000 - 43200}{162000 - (1 - 0,78) \cdot (162000 - 43200)} = 0,87 \text{ м.}$$

Довжину невикористаного шару адсорбенту знаходимо за формулою (7.3):

$$h = 0,87 \cdot 0,76 = 0,66 \text{ м.}$$

Використання відносно простих та надійних в експлуатації **адсорберів з псевдозрідженням ("киплячим") шаром адсорбенту** дає змогу проводити безперервний процес адсорбції за високої продуктивності за рахунок використання зерен адсорбенту відносно малих розмірів з розвиненою поверхнею, великою рухливістю та малим гідравлічним опором.

Принципова схема односекційного адсорбера безперервної псевдозрідженням шаром активованого вугілля наведена на рис. 7.2, *а*. Необхідна доза адсорбенту перемішується зі стічною водою у змішувачі і зі швидкістю, потрібною для утворення псевдозрідженого шару, подається у адсорбер. Очищена вода видаляється через кільцевий жолоб у верхній частині апарата, а відпрацьований адсорбент відводиться в ущільнювач, звідки осаджене активоване вугілля спрямовується на зневоднення та регенерацію.

Більшого поширення набули секціоновані апарати, в яких досягається рівномірніший ступінь спрацювання адсорбенту і забезпечується більша інтенсивність процесу. Такі адсорбери є циліндричними колонами, розділеними по висоті на секції переливними або провальними тарілками. Адсорбент подається у верхню частину апарату, а забруднена вода – у нижню, безперервно або імпульсами, як у апараті, зображеному на рис. 7.3, *б*. В останньому випадку псевдозріджені шари у секціях підтримується за рахунок того, що швидкість руху рідини у отворах тарілок перевищує швидкість осадження частинок активованого вугілля. Коли ж з пульсаційної камери випускають повітря, рідина у колоні опускається і адсорбент

разом з нею переміщується на тарілку, що розташована нижче. Очищена вода видаляється з верхньої частини апарата.

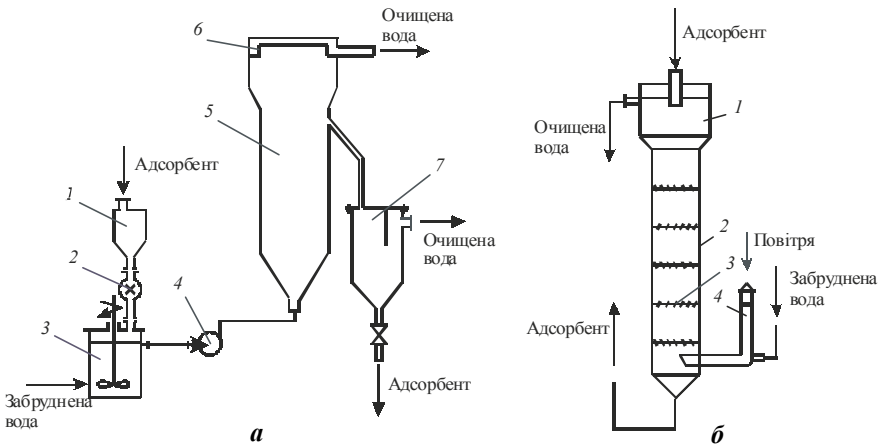


Рис. 7.3. Схеми адсорберів безперервної дії з псевдозрідженим шаром активованого вугілля:

a – односекційний:

1 – бункер; 2 – дозатор; 3 – змішувач; 4 – насос; 5 – адсорбер; 6 – кільцевий жолоб; 7 – ущільнювач;

б – багатосекційний пульсаційний:

1 – зона розділення; 2 – корпус; 3 – тарілки; 4 – пульсаційна камера

Крім гранульованих адсорбентів, які використовують у описаних вище конструкціях, застосовують **установки з порошкоподібним активованим вугіллям**, яке має нижчу вартість, а також утворює більшу зовнішню поверхню, а відтак забезпечує вищу швидкість поглинання розчинених речовин. В цих установках адсорбент перемішується з рідиною механічним, гідравлічним чи пневматичним шляхом, а потім воду відділяють у апаратах механічного очищення.

Реактори з механічним перемішуванням обладнано мішалками: лопатевими, з закріпленими на вертикальному, або похилому валу лопатями прямокутного перерізу; турбінними, які є дисками з укріпленими на них рівними, похилими чи криволінійними лопатками; а також пропелерними з лопатями типу корабельного гвинта. Найчастіше використовують багатоступеневі установки. У схемах з послідовним введенням у змішувачі кожного ступеню вводять свіжий адсорбент, який потім відділяють у відстійнику або фільтрі цього ступеню.

Витрати адсорбенту на кожний ступінь, м³/с:

$$m_n = \frac{Q}{k\sqrt{c_{\text{п}}/c_{\text{к}} - 1}}, \quad (7.4)$$

де Q – витрати забрудненої води, м³/с; $k = \frac{c_{\text{п}} - c_{\text{к}}}{c_{\text{п}} - c^*} \approx 0,7 \div 0,8$ – коефіцієнт

розподілу; $c_{\text{п}}$, $c_{\text{к}}$, c^* – відповідно початкова, кінцева і рівноважна концентрація домішки у воді.

Проте, застосування такої схеми призводить до завеликих витрат адсорбенту та неповного використання його адсорбційної ємності на останніх ступенях. Цих недоліків позбавлена протитечійна схема, за якої свіжий адсорбент вводять тільки у змішувач останнього ступеню, а для очищення води на кожному з попередніх ступенів використовується адсорбент, відділений у відстійнику наступного ступеню.

Доза адсорбенту m , м³/с, який вводять до останнього ступеню, визначається з виразу:

$$\alpha \cdot m^{n+1} - \beta \cdot m - \gamma = 0, \quad (7.5)$$

де $\alpha = \left(\frac{k}{Q}\right)^{n+1}$; $\beta = \frac{k \cdot c_{\text{п}}}{Q \cdot c_{\text{к}}}$; $\gamma = \frac{c_{\text{п}}}{c_{\text{к}}} - 1$; n – кількість ступенів.

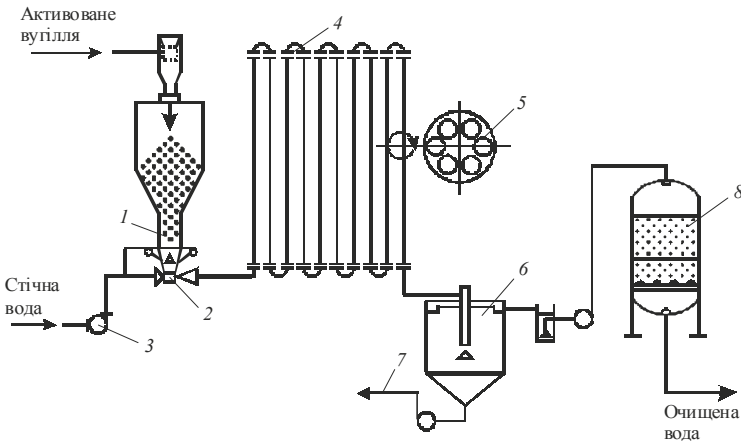


Рис. 7.4. Схема вертикально-трубчастої установки:

1 – насос; 2 – гідроелеватор; 3 – дозатор; 4 – трубопровід; 5 – пристрій для турбулізації; 6 – відстійник; 7 – пульпопровід; 8 – швидкий фільтр

Гідравлічне перемішування порошкоподібного активованого вугілля найчастіше виконують у вертикально-трубчастих адсорберах (рис. 7.4). Забруднена вода подається насосом до гідроелеватору, де до неї через дозатор безперервно додають свіжий адсорбент. Утворена суміш рухається по декількох послідовно з'єднаних вертикальних трубах зі спеціальними турбулізаторами потоку всередині зі швидкістю, що перевищує швидкість осадження найбільших часточок сорбенту. Цим досягається інтенсивне перемішування та прискорення поглинання розчинених речовин активованим вугіллям. Очищену воду відділяють від адсорбенту спочатку у відстійниках або гідроциклонах, а потім на швидких фільтрах. Відпрацьоване вугілля надходить по пульпопроводу на регенерацію.

В адсорбційних апаратах з пневматичним перемішуванням в апарат через розподільний пристрій вводять потік повітря, який забезпечує примусовий рух рідини та порошкоподібного активованого вугілля. Оскільки контакт повітря з рідиною відбувається у відносно малих об'ємах адсорбера, такий процес є низько інтенсивним і використовується у аеротенках, спільно з біохімічним очищенням води.

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 8

Розрахунок характеристик мембран

Для проведення мембранних процесів очищення води у промисловому масштабі зазвичай потрібна велика поверхня мембрани. Тому установки мембранного очищення складаються з великої кількості сполучених певним чином блоків, що містять мембрану – модулем.

За способом укладання мембран модулі для мембранних процесів поділяють на чотири типи: плоскорамні, рулонного типу, трубчасті та у вигляді порожнинних волокон. Мембрани у всіх перелічених елементах можуть бути такими, що ущільнюються, або з жорсткою структурою. Апарати для мембранних процесів можуть бути корпусними та безкорпусними.

Плоскорамний модуль (рис. 8.1) складається з двох мембран, які з'єднуються у вигляді сандвіча, так що їх сторони, що омиваються вихідним розчином, звернені один до одного. Між ними укладається розділювальна прокладка з дренажного матеріалу. Кількість таких елементів і дренажних прокладок у модулі відповідає необхідній поверхні мембран. Розчин, що розділяється, послідовно проходить між всіма мембранними

елементами. Концентрат (ретентат) видаляється з апарату, а частина розчину, що пройшла через мембрану в дренаж, утворює пермеат (фільтрат).

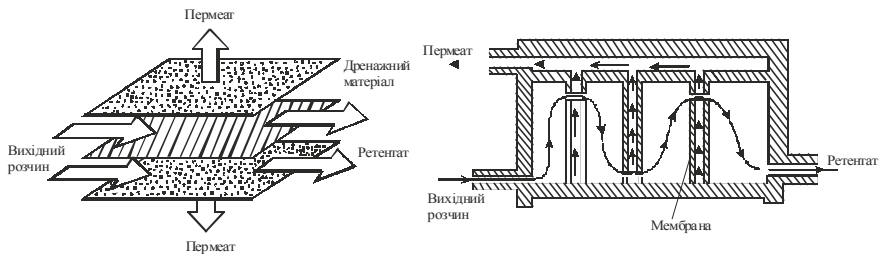


Рис. 8.1. Схема плоского модуля

Модуль рулонного типу (рис. 8.2) – це пакет з почергово розташованих двох мембран та двох дренажних прокладок. Мембрана і дренажна прокладка, яка розподіляє потік з боку пермеату, склеєні по трьом краям, утворюючи конверт. Дренажний матеріал з боку забрудненої води не тільки розділяє дві мембрани, але й слугує турбулізатором, тому його нерідко виготовляють у вигляді сітки. Пакет згортають у рулон навколо центральної колекторної трубки, що має отвори для проходу пермеату. Забруднена вода тече через циліндричний модуль у осьовому напрямку, паралельно центральній трубці, і ретентат виходить з протилежного боку модуля. Пермеат тече у радіальному напрямку, крізь отвори потрапляє всередину центральної трубки та виводиться по ній з апарату. Зазвичай у одному посуді високого тиску послідовно встановлюють декілька рулонних модулів, з'єднаних центральним колектором пермеату.

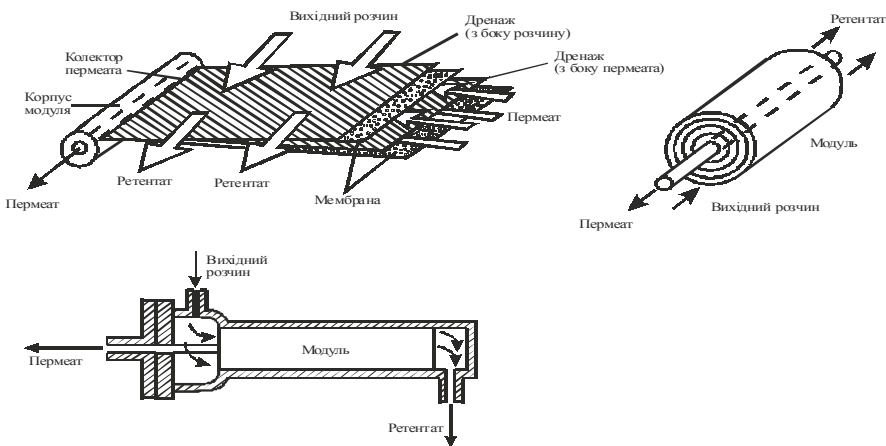


Рис. 8.2. Схема рулонного модуля

Порожнинноволоконні модулі складаються з великої кількості волокон, зібраних у пучки. Вільні кінці волокон герметично закріплені у трубних ґратках за допомогою епоксидних смол, поліуретанів, силіконових канчуків тощо. Забруднена вода може проходити всередині волокон або у просторі між ними (рис. 8.3). Відповідно пермеат може збиратися у міжтрубному просторі або у порожнинних каналах всередині кожного волокна.

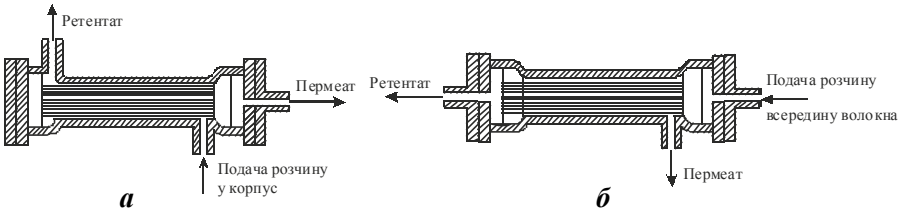


Рис. 8.3. Схема порожнинноволоконного модуля з подачею розчину всередину волокон (а) або у "міжволоконний простір" (б)

На відміну від порожнинних волокон **трубчасті мембрани** потребують застосування тих або інших підкладок з метою запобігання втискуванню мембран у дренажні канали пористих трубок під впливом робочого тиску суміші, що розділяється. Трубки з нержавіючої сталі, кераміки, або пластику слугують опорами для мембранних елементів і забезпечують відведення пермеату. Мембрана у трубчастих елементах може розташовуватися всередині (рис. 8.4, а) або ззовні (рис. 8.4, б). Існують також трубки з комбінованим її розташуванням. Внаслідок малої матеріалоемності, кращих гідродинамічних умов роботи, зручності встановлення та механічного очищення від осаду, найбільшого поширення отримали апарати з мембраною усередині трубки.

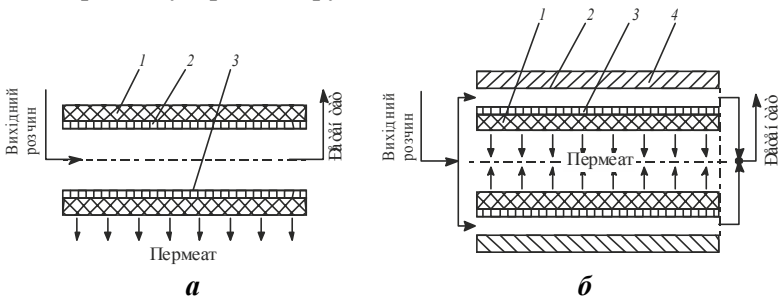


Рис 8.4. Трубчасті мембранні елементи:

а - з мембранами усередині трубки; б - з мембранами ззовні трубки;
1 - трубка; 2 - мембрана; 3 - підкладка; 4 - корпус

Найважливішими функціональними характеристиками будь-яких синтетичних мембран є коефіцієнт затримування (селективності) розчиненої речовини.

$$R_c = 1 - C_{\Pi} / C_0 \quad (8.1)$$

та продуктивність (об'ємний потік) крізь мембрану, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$, тобто об'єм, що проходить крізь одиницю площі мембрани за одиницю часу:

$$J_0 = \Delta q / (S \cdot \Delta \tau), \quad (8.2)$$

де C_0 і C_{ϕ} – відповідно концентрації розчиненої речовини у забрудненій воді та у пермеаті, $\text{мг}/\text{м}^3$; Δq – об'єм пермеату, м^3 , що пройшов крізь мембрану площею S , м^2 за інтервал часу $\Delta \tau$, с.

Оскільки ці функціональні характеристики залежать від зовнішніх умов проведення процесу розділення (тиску, температури, концентрації, гідродинамічних умов тощо), їх не можна вважати константами напівпроникних мембран. Тому для характеристики функціональних властивостей мембран, що застосовуються в баромембранних процесах, використовують ще два показники: коефіцієнт проникності l_p , який дорівнює об'ємному потоку за градієнта тиску ΔP , Па:

$$l_p = J_0 / \Delta P = \Delta q / (S \cdot \Delta \tau \cdot \Delta P), \quad (8.3)$$

та коефіцієнт відбиття мембрани (коефіцієнт Ставермена):

$$\sigma = (\Delta P / \Delta \pi)_{J \rightarrow 0}, \quad (8.4)$$

де $\Delta \pi$, Па – різниця осмотичних тисків розчину по обидва боки мембрани.

Для повністю проникної для даної розчиненої речовини мембрани коефіцієнт відбиття дорівнює нулю, а для ідеально напівпроникної мембрани – одиниці.

Приклад 8. Під час фільтрування крізь зворотноосмотичну мембрану концентрація забруднення у вихідному розчині складає $C_0 = 15 \text{ мг}/\text{м}^3$, а у пермеаті $C_{\Pi} = 0,05 \text{ мг}/\text{м}^3$. Об'єм води, що проходить крізь мембрану площею $S = 0,5 \text{ м}^2$ за градієнта робочого тиску $\Delta P = 5 \text{ МПа}$, становить 580 мл за 135 хв. Визначити ступінь затримування солі мембраною, коефіцієнт фільтрування та об'ємний потік через мембрану.

Розв'язок:

Підставимо значення концентрацій солі у вихідному розчині і у фільтраті у формулу 8.1, дістанемо:

$$R_c = 1 - 0,05/15 = 0,97.$$

Враховуючи, що об'єм фільтрату $\Delta q = 580 \text{ мл} = 5,8 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3$, а інтервал часу $\Delta t = 135 \text{ хв} = 8100 \text{ с}$, згідно з формулою 8.2 крізь мембрану профільтрується:

$$J_0 = 5,8 \cdot 10^{-4} / (0,5 \cdot 8100) = 1,43 \cdot 10^{-7} \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Згідно з формулою 7.3, коефіцієнт проникності:

$$l_p = \frac{1,43 \cdot 10^{-7}}{5 \cdot 10^6} = 2,86 \cdot 10^{-14} \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}).$$

ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 9

Визначення характеристик аеротенків

Аеротенки, що використовуються для біологічного очищення мають багато конструктивних модифікацій. Існує декілька типів класифікацій аеротенків. Найпоширенішою є класифікація за способом введення стічних вод та активного мулу:

- аеротенки – змішувачі з рівномірною подачею активного мулу і стічної води та рівномірного відведення мулової суміші;
- аеротенки – витискувачі із зосередженим введенням стічної води та активного мулу, а також з відведенням мулової суміші. Для запобігання зворотного руху води їх часто розділяють поперечними перегородками на секції (комірки), такі аеротенки називаються комірчастими або секційованими;
- аеротенки з розосередженим введенням стічної води.

Аеротенки або komponують з окремо розташованими вторинними відстійниками, або об'єднують з ними у єдину споруду. В останньому випадку досягається вища ефективність прояснення мулової суміші і вища концентрація у аеротенку активного мулу. Крім того, такі споруди є компактнішими.

Схема аеротенка – відстійника з примусовою циркуляцією активного мулу наведена на рис. 9.1.

Похила перегородка, що не доходить до дна розділяє аеротенк на зону аерації та зону відстоювання. У зоні аерації стічна вода, яку розосереджено подають через систему впускних отворів, змішується з активним мулом і продувається повітрям. Мулова суміш потрапляє до зони

відстоювання крізь щілину під похилою перегородкою. Прояснена вода видаляється з апарату через відповідний лоток, а активний мул з верхньої частини завислого шару спрямовується в муловий бункер, звідки відкачується у зону аерації.

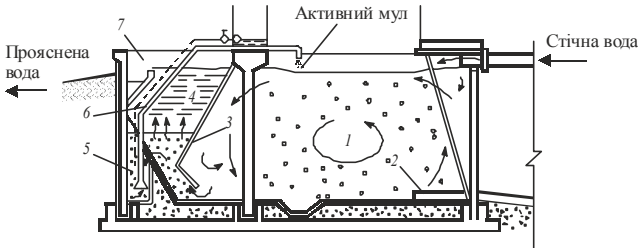


Рис 9.1. Аеротенк – відстійник з примусовою циркуляцією активного мулу:
 1 – зона аерації; 2 – фільтросні канали для подачі повітря; 3 – розділювальна перегородка; 4 – зона відстоювання; 5 – муловий бункер; 6 – ерліфт;
 7 – відповідний лоток

Вищий ступінь рециркуляції активного мулу забезпечується у аеротенках прояснювачах (рис. 9.2.)

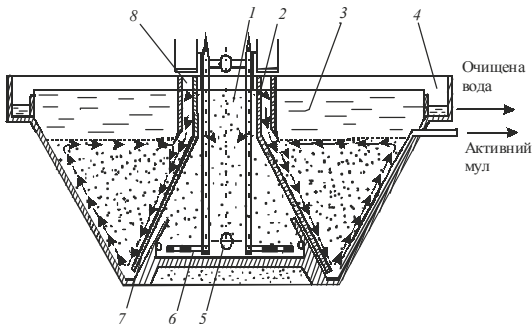


Рис. 9.2. Аеротенк – окислювач з похилими стінками:
 1 – зона аерації, 2 – переливні вікна, 3 – зона прояснювання, 4 – лоток,
 5 – перфорований трубопровід подачі стічної води, 6 – аератор,
 7 – перегородка, 8 – зона дегазації

Це прямокутні у плані басейни з похилими боковими стінками, розділені похилими перегородками, що не доходять до дна, на зону аерації у центральній частині та зони прояснення на периферії. Стічна вода через перфоровану трубу подається у зону аерації, де змішується з активним

мулом та аерується. За рахунок перепаду гідростатичного тиску, що створюється системою аерації, аерована мулова суміш через переливні вікна надходить до зон прояснення. Там вона рухається вниз вздовж розділювальних перегородок. Коли потік досягне щілин між перегородками і дном, одна його частина повертається у зону аерації, а друга спрямовується вгору. Таким чином утворюється завислий шар активного мулу, проходячи крізь який суміш прояснюється, і очищена вода збирається відвідними лотками. Надлишковий активний мул видаляється через систему труб з нижньої частини завислого шару. Особливістю аеротенків – прояснювачів є те, що завислий шар у зоні прояснення грає роль як фільтру, так і реактора окислення, що дає змогу інтенсифікувати процес очищення води.

З метою збільшення загальної кількості біомаси у апаратах розроблено аеротенки із спеціальним завантаженням у вигляді касет або блоків з пластмасових матеріалів. Такі апарати називаються біотенками (рис. 9.3). Біологічне очищення в них проводиться як завислим активним мулом, так і біоплівкою, яка вирощується на завантаженні.

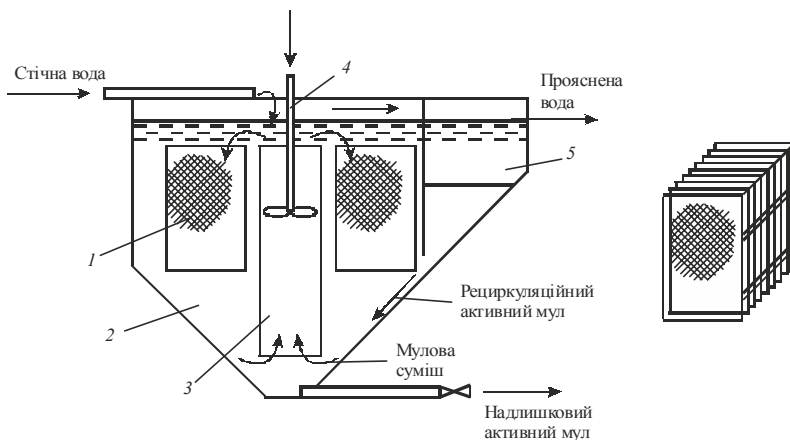


Рис. 9.3. Біотенк:

1 – завантаження, 2 – зона циркуляції, 3 – зона аерації, 4 – механічний аератор, 5 – відстійник

Стічна вода по трубопроводу надходить на поверхню завантаження, фільтрується крізь нього і з конічної частини реактора суміш стічних вод та активного мулу за допомогою механічного аератора проходить через зону аерації і повертається на поверхню завантаження. Суміш очищених стічних вод та біомаси потрапляє до відстійника де розділяється. Цир-

куляційний активний мул повертається у зону аерації, а очищена вода виводиться з апарату. Надлишкова біомаса виводиться спеціальним трубопроводом з нижньої частини апарата.

З метою підвищення інтенсивності аеробного біохімічного очищення розроблено герметичні апарати, в яких замість повітря аерація проводиться киснем – окситенки. Схему комбінованого окситенка показано на рис. 9.4. Це циліндричний резервуар, розділений циліндричною перегородкою на реактор на муловідділювач. Стічна вода безперервно надходить до нижньої частини реактора через трубу. У верхню частину апарату подається необхідна кількість кисню, а його перемішування з муловою сумішшю забезпечується поверхневим турбінним аератором. Мулова суміш крізь випускні отвори потрапляє до муловідділювача. Звідти прояснена вода видаляється через водовідвідний лоток, активний мул через донні отвори повертається до реактора, а його надлишок видаляється через спеціальний патрубок. Інертні гази, що накопичуються у апараті протягом біохімічного очищення, випускаються через спеціальний патрубок з автоматичним клапаном, який відкривається при зменшенні концентрації розчиненого кисню.

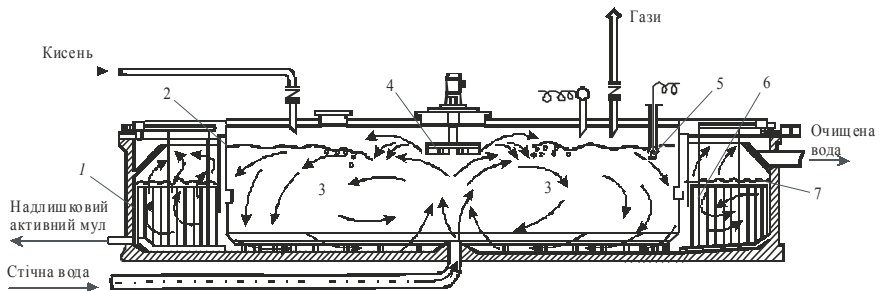


Рис. 9.4. Комбінований окситенк:

- 1 – циліндричний резервуар, 2 – циліндрична перегородка, 3 – реактор, 4 – турбінний аератор, 5 – датчик концентрації кисню, 6 – скребковий механізм, 7 – муловідділювач

В техніці очищення стічних вод використовуються такі характеристики процесів аеробного очищення за допомогою активного мулу:

Ефективність очищення, яка визначається за формулою:

$$E = \frac{(C_{\text{вих}} - C_{\text{вх}})}{C_{\text{вих}}}, \quad (9.1)$$

де $C_{\text{вих}}$, $C_{\text{вх}}$ – концентрація забруднення на виході та виході з аеротенку, кг БСК/ м³.

Кратність рециркуляції – відношення об'єму рециркуляційної мулової суміші до вихідного об'єму стічних вод.

Концентрація активного мулу у одиницях завислих речовин $x_{\text{зр}}$, кг зав. реч. /м³, беззольних речовин $x_{\text{бр}}$, кг бз. реч. /м³, та ХСК $x_{\text{ХСК}}$, кг ХСК /м³.

Навантаження на мул – кількість органічних речовин, що реагують з активним мулом за добу, кг БСК/ (кг зав. реч. · добу):

$$B_x = \frac{Q \cdot c_{\text{вх}}}{V \cdot x_{\text{ЗВ}}}, \quad (9.2)$$

де Q – витрати стічних вод, м³/добу; V – об'єм аеротенка, м³.

Приріст активного мулу – це кількість мулу, що видаляється з реактора за одиницю часу, кг зав. реч./ добу:

$$F_{SP} = Y_{\text{СП}} \cdot (c_{\text{вх}} - c_{\text{вих}}) \cdot Q, \quad (9.3)$$

де $Y_{\text{СП}}$ – спостережуваний коефіцієнт приросту біомаси, кг зав. реч. / кг БСК, який визначається за графіком (рис.9.5).

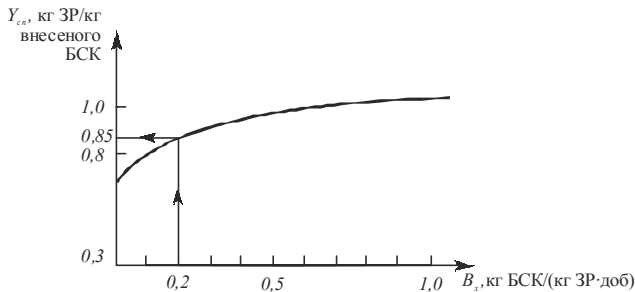


Рис. 9.5 Залежність спостережуваного коефіцієнта приросту біомаси від навантаження на реактор з активним мулом

Приклад 9. Розрахувати навантаження на активний мул та приріст мулу для аеротенка.

Вихідні дані: Витрати стічних вод $Q = 10000$ м³/добу; концентрація забруднень на вході $C_{\text{вх}} = 0,5$ кг БСК/ м³; ефективність очищення $E = 0,9$;

концентрація активного мулу у аеротенку $x_{зр} = 5,0$ кг зав. реч. /м³; об'єм аеротенка $V = 5000$ м³.

Розв'язок :

Концентрацію забруднень на виході з аеротенку визначаємо за формулою 9.1:

$$c_{\text{вих}} = c_{\text{вх}} \cdot (1 - E) = 0,5 \cdot (1 - 0,9) = 0,05 \text{ кгБСК/м}^3.$$

Навантаження на мул, згідно з формулою 9.2:

$$B_x = \frac{10000 \cdot 0,5}{5000 \cdot 5,0} = 0,2 \frac{\text{кг БСК}}{(\text{кг зав.реч.} \cdot \text{добу})}.$$

За графіком (рис 9.5) визначаємо спостережуваний коефіцієнт приросту біомаси:

$Y_{\text{сп}}$ кг зав. реч. / кг БСК.

Приріст активного мулу визначаємо за формулою 9.3:

$$F_{SP} = Y_{cn} \cdot (c_1 - c_2) \cdot Q = 0,85 \cdot (0,5 - 0,05) \cdot 10000 = 3825 \frac{\text{кг зав.реч.}}{\text{добу}}.$$

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. **Рижков, С. С.** Методи очищення повітря від забруднень [Текст] / С. С. Рижков, Ю. М. Харитонов, В. В. Благодатний. – Миколаїв : УДМУ, 2002. – 56 с.
2. **Рижков, С. С.** Апарати для очищення повітря від забруднень [Текст] / С. С. Рижков, Ю. М. Харитонов, В. В. Благодатний, – Миколаїв: УДМУ, 2002. – 36 с.
3. Техника защиты окружающей среды [Текст] / А.И. Радионов [и др.]. – М. : Химия, 1989. – 512 с.
4. Оборудование для санитарной очистки газов [Текст] / И.Е. Кузнецов [и др.]. – К. : Техника, 1989. – 304 с.
5. **Пирумов, А. И.** Обеспыливание воздуха [Текст] / А. И. Пирумов. – М. : Стройиздат, 1981. – 296 с.
6. Фізико-хімічні основи технології очищення стічних вод [Текст]. – К. : Лібра, 2000. – 552 с.
7. Очистка и использование сточных вод в промышленном водоснабжении. – М. : Химия, 1983. – 288 с.
8. **Запольський, А. К.** Водопостачання, водовідведення та якість води [Текст] / А. К. Запольський. – К. : Вища шк., 2005. – 671 с.
9. **Павлов, К. Ф.** Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии [Текст] / К. Ф. Павлов и др.– Л. : Химия, 2007. – 576 с.
10. Канализация населённых мест и промышленных предприятий [Текст] / М. : Стройиздат, 1981. – 630 с.
11. Очистные сооружения водоотведения [Текст] / И. М. Таварткиладзе [и др.]. – К. : Будівельник, 1988. – 256 с.
12. **Алиев, И. М.** Техника пылеулавливания и очистки промышленных газов [Текст] /И.М. Алиев. – М. : Металлургия,1986. – 544 с.
13. Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст]. – М. : Химия, 1991. – 456 с.
14. Примеры расчетов канализационных сооружений [Текст] / Ю.М. Ласков [и др.]. – М. : Стройиздат, 1987. – 255 с.
15. Машины и аппараты химических производств [Текст]. – Л.: Машиностроение , 1982. – 384 с.
16. Очистка сточных вод [Текст] : Пер.с англ./ М. Хенце, П. Армоэс, Й. Ля-Кур-Янсен, Э. Арван. – М. : Мир, 2006.– 480 с.
17. **Мулдер, М.** Введение в мембранную технологию[Текст] : Пер. с англ. – Мир, 1999. – 513 с.

ДОДАТОК

Таблиця 1. Фізичні властивості димових газів

($P_{\text{п}} = 760 \text{ мм.рт.ст.} = 1,01 \cdot 10^5 \text{ Па}$; $P_{\text{CO}} = 0,13$; $P_{\text{но}} = 0,11$; $P_{\text{N}} = 0,76$)

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$C_p, \text{кДж/(кг}\cdot^\circ\text{C)}$	$\lambda \cdot 10^2, \text{Вт/(м}\cdot^\circ\text{C)}$	$a \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$\mu \cdot 10^6, \text{Па}\cdot\text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	Pr
0	1,295	1,042	2,28	16,9	15,8	12,20	0,72
100	0,950	1,068	3,13	30,8	20,4	21,54	0,69
200	0,748	1,097	4,01	48,9	24,5	32,80	0,67
300	0,617	1,122	4,84	69,9	28,2	45,81	0,65
400	0,525	1,151	5,70	94,3	31,7	60,38	0,64
500	0,457	1,185	6,56	121,1	34,8	76,30	0,63
600	0,405	1,214	7,42	150,9	37,9	93,61	0,62
700	0,363	1,239	8,27	183,8	40,7	112,1	0,61
800	0,330	1,264	9,15	219,7	43,4	131,8	0,60
900	0,301	1,290	10,0	258,0	45,9	152,5	0,59
1000	0,275	1,306	10,90	303,4	48,4	174,3	0,58
1100	0,257	1,323	11,75	345,5	50,7	197,1	0,57
1200	0,240	1,340	12,62	392,4	53,0	221,0	0,56

Таблиця 2. Фізичні властивості сухого повітря

($P_{\text{п}} = 760 \text{ мм.рт.ст.} = 1,01 \cdot 10^5 \text{ Па}$)

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$C_p, \text{кДж/(кг}\cdot^\circ\text{C)}$	$\lambda \cdot 10^2, \text{Вт/(м}\cdot^\circ\text{C)}$	$a \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$\mu \cdot 10^6, \text{Па}\cdot\text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	Pr
-50	1,584	1,013	2,04	12,7	14,6	9,23	0,728
-40	1,515	1,013	2,12	13,8	15,2	10,04	0,728
-30	1,453	1,013	2,20	14,9	15,7	10,80	0,723
-20	1,395	1,009	2,28	16,2	16,2	11,61	0,716
-10	1,342	1,009	2,36	17,4	16,7	12,43	0,712
0	1,293	1,005	2,44	18,8	17,2	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	20,0	17,6	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	21,4	18,1	15,06	0,703
30	1,165	1,005	2,67	22,9	18,6	16,00	0,701
40	1,128	1,005	2,76	24,3	19,1	16,96	0,699
50	1,093	1,005	2,83	25,7	19,6	17,95	0,698
60	1,060	1,005	2,90	27,2	20,1	18,97	0,696
70	1,029	1,009	2,96	28,6	20,6	20,02	0,694
80	1,000	1,009	3,05	30,2	21,1	21,09	0,692
90	0,972	1,009	3,13	31,9	21,5	22,10	0,690

Продовж. табл.2

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$C_p, \text{кДж/(кг}\cdot^\circ\text{C)}$	$\lambda \cdot 10^2, \text{Вт/(м}\cdot^\circ\text{C)}$	$a \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$\mu \cdot 10^6, \text{Па}\cdot\text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	Pr
100	0,946	1,009	3,21	33,6	21,9	23,13	0,688
120	0,898	1,009	3,34	36,8	22,8	25,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	40,3	23,7	27,80	0,684
160	0,815	1,017	3,64	43,9	24,5	30,09	0,682
180	0,779	1,022	3,78	47,5	25,3	32,49	0,681
200	0,746	1,026	3,93	51,4	26,0	34,85	0,680
250	0,674	1,038	4,27	61,0	27,4	40,61	0,677
300	0,615	1,047	4,60	71,6	29,7	48,33	0,674
350	0,566	1,059	4,91	81,9	31,4	55,46	0,676
400	0,524	1,068	5,21	93,1	33,0	63,09	0,678
500	0,456	1,093	5,74	115,3	36,2	79,38	0,687
600	0,404	1,114	6,22	138,3	39,1	96,89	0,699
700	0,362	1,135	6,71	163,4	41,8	115,4	0,706
800	0,329	1,156	7,18	188,8	44,3	134,8	0,713
900	0,301	1,172	7,63	216,2	46,7	155,1	0,717
1000	0,277	1,185	8,07	245,9	49,0	177,1	0,719
1100	0,257	1,197	8,50	276,2	51,2	199,3	0,722
1200	0,239	1,210	9,15	316,5	53,5	233,7	0,724

Таблиця 3. Густина твердих матеріалів

Матеріал	Густина, кг/м^3	Насипна густина, кг/м^3	Матеріал	Густина, кг/м^3	Насипна густина, кг/м^3
Алебастр	2500		Корка	240	
Антрацит	1600		Гума	1500	
Апатит	3190	1850	Селітра натрієва	2260	1200
Азбест	2600		Сода кристалічна	1450	800
Бетон	2300		Сіль кам'яна	2350	1020
Вінілпласт	1380		Сосна	500	
Гіпс кристалічний	2240	1300	Скло	2500	
Глина суха		1380	Текстоліт	1380	
Граніт	2700				
Зола	2200	680			

Продовж. табл.3

Матеріал	Густина, кг/м ³	Насипна густина, кг/м ³	Матеріал	Густина, кг/м ³	Насипна густина, кг/м ³
Земля суха	1800	1300	Вугілля деревинне	1450	200
Вапняк	2650	1800			
Каолін	2200				
Каучук	930		Вугілля кам'яне	1350	800
Кварц	2650	1500	Фаоліт	1730	
Кераміка кислотно- упорна	2600		Фосфорит		1600
			Цемент	2900	
			Емаль	2350	
Цегла звичайна	1500		Поташ	2260	
Кокс	1300	500	Метали:		
			Сталь	7850	
Колчедан сірчаний	5000	3300	Чавун сірий	7250	
Шкіра суха	860		Мідь катана	8800	
Литво кам'яне	3000				
Крейда кускова	2200	1300	Латунь	8500	
			Алюміній	2700	
			Свинець	11400	
Мармур	2600		Вогнетриви		
Парафін	900		Динас	1900	
Пароніт	1200		Магnezит	2900	
Пісок сухий	1500	1200	Шамот	1900	

Таблиця 4. Основні розміри конічних циклонів (у частках від діаметра D циліндричної зони циклона)

Розміри	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34
Внутрішній діаметр циліндричної частини циклона D .	1	1
Швидкість руху пилоповітряного потоку w .	2,0	1,7
Висота:		
– вхідного патрубку a ;	0,535	0,2...0,3
– циліндричної частини, $H_{ц}$;	0,535	0,515
– конічної частини, $H_{к}$;	3,0	2,11

Продовж. табл.4

Розміри	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34
Висота:		
– зовнішньої частини вихлопної труби, h_e ;	0,2...0,3	0,515
– всього циклона, $H_{заг}$	3,735...3,835	3,14
Внутрішній діаметр:		
- вихлопної труби, $D_{вих}$;	0,334	0,34
- пиловипускного отвору, $D_{вип}$.	0,334	0,229
Ширина вхідного патрубку b	0,264	0,214
Поточний радіус завитки	$\frac{D}{2} + e \frac{\varphi}{2\pi}$	$\frac{D}{2} + e \frac{\varphi}{\pi}$
Кут розгортки спіралі, φ , град.	45°	40°

Таблиця 5. Характеристика циклонів з водяною плівкою ЦВП

Марка циклона	Основні розміри, мм				
	D	H	l_1	l_2	$A \times B$
ЦВП-3	315	2434	283	445	110 × 195
ЦВП-4	400	3014	360	505	140 × 250
ЦВП-5	500	3684	450	640	175 × 310
ЦВП-6	530	4554	565	765	220 × 390
ЦВП-8	800	5699	720	1025	280 × 495
ЦВП-10	1000	7044	900	1335	350 × 620

Таблиця 6. Значення тривалості змочування τ та часу від моменту входження на заокруглення t частинок пилу різних діаметрів d ($\rho_{п} = 2,5 \text{ г/м}^3$)

d , мкм	τ , с	t , с	d , мкм	τ , с	t , с
1	0,00000765	0,0000535	70	0,0361	0,2605
5	0,00019	0,00133	80	0,0488	0,342
10	0,000765	0,00535	90	0,0617	0,432
20	0,00306	0,0214	100	0,0765	0,535
30	0,0069	0,042	150	0,1715	1,20
40	0,0122	0,0855	200	0,306	2,14
50	0,0191	0,1335	250	0,476	3,34
60	0,0275	0,1935	300	0,690	4,20

Таблиця 7. Фізичні властивості води на лінії насичення

t, °C	ρ , кг/м ³	λ , Вт/(мС°)	$a \cdot 10^6$, м ² /с	$\mu \cdot 10^6$, Пас	$\nu \cdot 10^6$, м ² /с
0	999,9	0,560	13,2	1788	1,789
10	999,7	0,580	13,8	1306	1,306
20	998,2	0,597	14,3	1004	1,006
30	995,7	0,612	14,7	801,5	0,805
40	992,2	0,627	15,1	653,3	0,659
50	988,1	0,640	15,5	549,4	0,556
60	983,1	0,650	15,8	469,9	0,478
70	977,8	0,662	16,1	406,1	0,415
80	971,8	0,669	16,3	355,1	0,365
90	965,3	0,676	16,5	314,9	0,326
100	958,4	0,684	16,8	282,5	0,295

Таблиця 8. Значення констант фазової рівноваги для водних розчинів газів
 m_{px} , МПа

Речовина	Температура. °C							
	15	20	25	30	35	40	45	50
Оксид вуглецю	4960	5430	5870	6280	6680	7050	7390	7700
Метан	3410	3800	4180	4550	4930	5270	5570	5860
Оксид азоту	2450	2680	2910	3140	3360	3580	3780	3950
Етан	2290	2670	3070	3470	3880	4300	4700	5050
Етилен	907	1030	1160	1280	–	–	–	–
Ацетилен	109	123	125	148	–	–	–	–
Хлор	46,1	53,6	60,5	67,0	73,8	80,0	85,8	90,3
Сірководень	42,8	49,0	55,2	61,7	68,5	75,5	83,5	89,6

Зміст

ВСТУП	3
ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 1.....	
Визначення характеристик аерозолію	4
ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 2.....	
Визначення характеристик засобів попереднього очищення газів від пилу	9
ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 3.....	
Оцінка ефективності пиловловлювачів відцентрової дії	14
ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 4.....	
Визначення характеристик розпилювального скрубєру	19
ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 5.....	
Розрахунок характеристик насадкового абсорбера.....	24
ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 6.....	
Розрахунок швидкості осадження частинок	29
ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 7.....	
Розрахунок характеристик адсорбційного очищення води	33
ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 8.....	
Розрахунок характеристик мембран	39
ПРАКТИЧНЕ ЗАНЯТТЯ 9.....	
Визначення характеристик аеротенків	43
СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ	49
ДОДАТОК	50