

НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ КОРАБЛЕБУДУВАННЯ
імені адмірала Макарова
Факультет економіки та екології моря

В. В. БЛАГОДАТНИЙ, Н. І. МАГАСЬ

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ
до виконання практичних завдань з дисципліни
«МЕТОДИ ЗАХИСТУ НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА»
Частина 1

Рекомендовано Навчально-методичною радою НУК

Миколаїв
Видавець Румянцева Г.В.
2025

УДК 502.1(076.5)

Б 68

Укладачі:

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

Н. І. Магась, кандидат техн. наук, доцент

Рецензент І. О. Ратушняк, канд. техн. наук, доцент

Благодатний В. В.

Б 68 Методичні вказівки до виконання практичних завдань з дисципліни «Методи захисту навколишнього середовища / В. В. Благодатний, Н. І. Магась. – Миколаїв : Румянцева Г. В., 2025. – Ч. 1. – 63 с.

Рекомендовано Навчально-методичною радою НУК (протокол № 5 від 21 травня 2025 р.)

У методичних вказівках викладено теоретичні основи для проведення розрахунків процесів і характеристик засобів очищення повітря й води від забруднень, а також переробки твердих відходів. Описано конструкції і принцип дії сучасних апаратів для пиловловлювання. Наведено приклади розрахунків гідромеханічних, масообмінних та фізико-хімічних процесів характеристик природоохоронних засобів газоочищення.

Методичні вказівки призначені для практичних робіт студентів денної та заочної форми навчання зі спеціальності Е2 Екологія, освітньої програми «Екологія та охорона навколишнього середовища» і можуть бути використані у курсовому та дипломному проєктуванні за спеціальністю «Екологія».

© Благодатний В. В., Магась Н.І., 2025

© Видавець Румянцева Г. В., 2025

ЗМІСТ

Вступ	4
<i>Практична робота № 1.</i>	
Визначення характеристик аерозолю.....	6
<i>Практична робота № 2.</i>	
Визначення режим течії рідини.....	12
<i>Практична робота № 3.</i>	
Розрахунок матеріального балансу.....	18
<i>Практична робота № 4.</i>	
Розрахунок коефіцієнта масовіддачі.....	24
<i>Практична робота № 5.</i>	
Визначення характеристик засобів попереднього очищення газів від пилу...	31
<i>Практична робота № 6.</i>	
Оцінка ефективності пиловловлювачів відцентрової дії.....	36
<i>Практична робота № 7.</i>	
Визначення характеристик розпилювального скрубєру.....	42
<i>Практична робота № 8.</i>	
Розрахунок характеристик поверхневого абсорбера.....	48
Використана література.....	57
Додаток.....	59

Вступ

Важливим аспектом проблеми захисту довкілля є забезпечення екологізації розвитку виробництва, з метою запобігання або принаймні зменшення вплив негативних факторів промисловості. До останніх відносяться збільшення обсягів забруднення повітря та води, розширення номенклатури забруднюючих речовин тощо. Розробка сучасних природоохоронних об'єктів потребує застосування ефективних засобів очищення повітряного та водного середовища, утилізації відходів. 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 про переробку твердих відходів, визначення їх характеристик процесів .

Дисципліна «Методи захисту навколишнього середовища» складається з чотирьох модулів. У першій частині методичних вказівок розглядаються модулі : «Теоретичні основи очищення повітря, води та переробки відходів» і «Методи та засоби очищення газів систем вентиляції». До складу цих модулів входять лекційні, практичні та самостійні заняття.

Протягом курсу лекцій студенти повинні засвоїти теоретичні основи фізичних, хімічних та біологічних процесів і методів очищення відхідних газів, природних та стічних вод від твердих, рідких та газоподібних домішок, основні види обладнання для очищення. Під час восьми практичних занять (роботи 1...4 відносяться до першого модулю, 5...8 відносяться до другого модулю) студенти повинні оволодіти сучасними методами визначення параметрів гідромеханічних, фізичних, хімічних , біологічних, масообмінних і теплообмінних процесів очищення навколишнього середовища від забруднень, розрахунків показників систем газоочищення.

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. Знання та навички з «Методи захисту навколишнього середовища» допоможуть у виконанні кваліфікаційних (бакалаврських) робіт, а також для наступної практичної роботи на підприємствах.

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/м^3 :

- 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 $\sigma_{\text{ч}}$ 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 $R(d_{\text{ч}})$ (“частинними залишками”) та $D(d_{\text{ч}})$ (“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:

$$D(d_{\text{ч}}) = \frac{100}{\lg \sigma_{\text{ч}} \sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{\lg d_{\text{ч}}} e^{-\frac{\lg^2(d_{\text{ч}}/d_m)}{2\lg^2 \sigma_{\text{ч}}}} d \lg d_{\text{ч}} \quad (1.1)$$

$$R(d_{\text{ч}}) = \frac{100}{\lg \sigma_{\text{ч}} \sqrt{2\pi}} \int_{\lg d_{\text{ч}}}^{+\infty} e^{-\frac{\lg^2(d/d_{\text{ч}})}{2\lg^2 \sigma_{\text{ч}}}} d \lg d_{\text{ч}} \quad (1.2)$$

Тут $d_{\text{ч}}$ – поточний розмір частинок.

Залежності $D(d_{\text{ч}})$ або $R(d_{\text{ч}})$ для частинок з логарифмічно - нормальним розподілом зручно будувати у ймовірнісно - логарифмічній системі координат, де вони набувають вигляду прямих ліній (рис.1.1). Тоді розподіл частинок по розмірах можна виразити цей розподіл у вигляді двох параметрів: d_m та $\lg \sigma_{\text{ч}}$. Значенню d_m відповідає точка перетину побудованого графіка з віссю абсцис, а $\lg \sigma_{\text{ч}}$ знаходять із співвідношень, які є властивістю інтегралу ймовірності.

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

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

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

якщо будується графік функції $D(d_u)$.

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.1.1, 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_u , 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_u , 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 середньодисперсним. Згідно графіку знаходимо медіанний діаметр $d_m = 37$ мкм та $d_{15,9} = 13$ мкм.

Стандартне відхилення, згідно з формулою 1.4:

$$\lg \sigma_u = \lg 37 - \lg 13 = 0,45$$

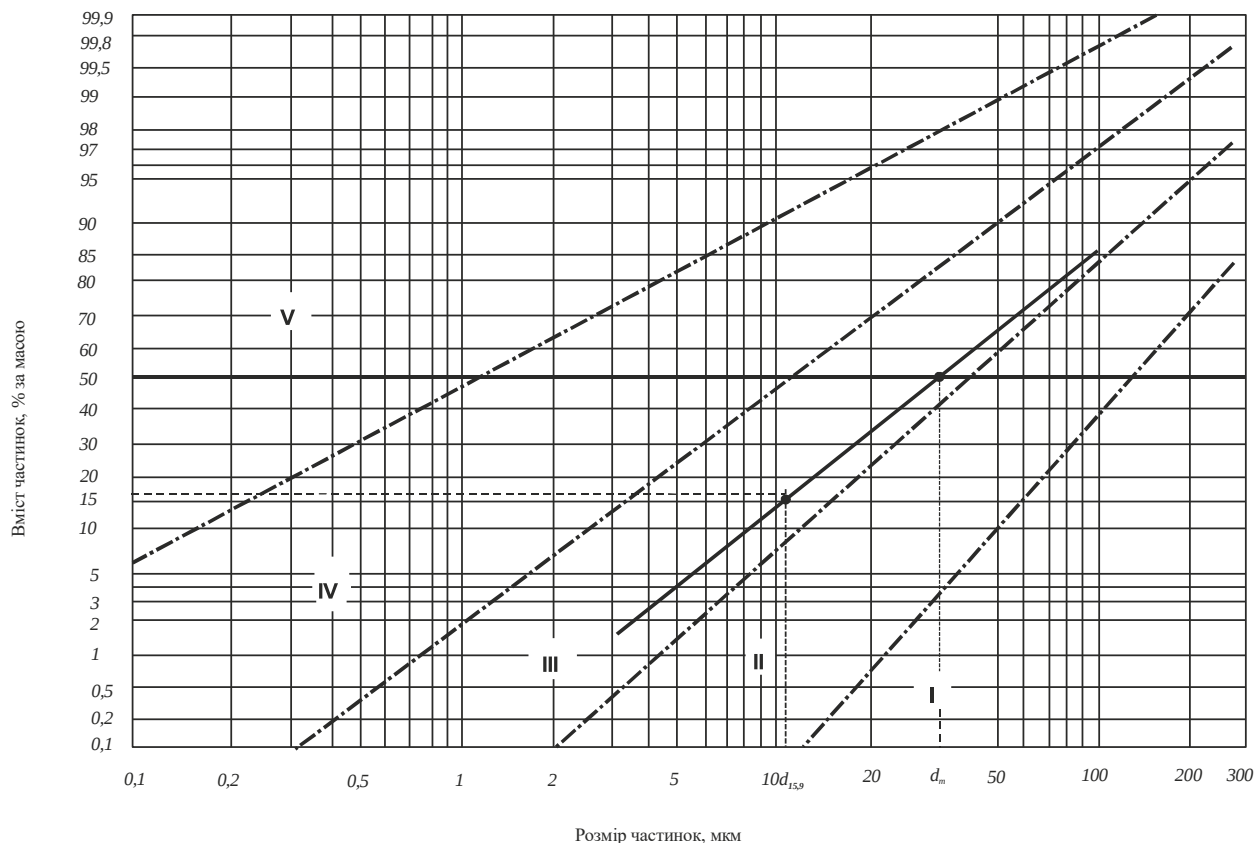


Рис.1.1. Зони класифікаційних груп пилу за її дисперсності.

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 , $\text{м}^2/\text{кг}$, що відповідає максимальному стоншенню за 1 годину стінки труби із сталі 20, яку обтікає поперечний газовий потік швидкістю 1 м/с, за концентрації частинок $1 \text{ г}/\text{м}^3$ та кімнатної температури.

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

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

- 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.

Електричне зарядження 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 ($0 \div 30 \%$);
- помірно змочувані ($30 \div 80 \%$);
- гідрофільні або добре змочувані ($80 \div 100 \%$).

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, $^{\circ}\text{C}$ – 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, $^{\circ}\text{C}$ – 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 пожежебезпечністю розрізняють такі класи аерозолів та порошків:

- 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 пожежебезпечні з температурою самозаймання до 250°C – тютюновий та елеваторний пил;
- IV. пожежебезпечні з температурою самозаймання вище 250°C – тирса.

Практичне заняття 2.

Визначення режим течії рідини.

На гідромеханічні процеси суттєво впливає режим течії газу або рідини. Якщо всі частинки рідини рухаються по паралельних траєкторіях такий рух називають ламінарним, якщо ж такі частинки рухаються по хаотичним траєкторіям та вважають режим турбулентним.

На ламінарний рух суттєво впливають сили опору, тертя, а також ж адгезійні сили. При цьому швидкість частинок, наприклад труби, на певній відстані від входу рідини швидкість по перерізу змінюється по параболі від нуля біля стінок до максимуму на вісі труби (рис. 2.1, а). Отже середня швидкість потоку дорівнює половині від максимальної.

Структура турбулентного потоку визначається швидкістю руху потоку, фізичними властивостями рідини, формами і розмірами стінок каналу та ін., що обмежують потік. Функціонування природоохоронних систем як правило здійснюється при турбулентному режимі руху потоків, оскільки в цих умовах більшість процесів очищення рідин або газів протікають набагато інтенсивніше.

Елементи турбулентного потоку називають вихорами. Групи частинок, обертаються навколо однієї миттєвої осі з однаковою кутовою швидкістю. Відтак по відношенню до навколишньої рідини вихор буде подібним до твердого тіла. Процес турбулентності характеризується безперервним утворенням вихорів та їх руйнуванням. Просторова довжина елементів турбулентності, а відтак їх взаємопроникнення та знищення, залежить від міри розвитку турбулентності в потоці, або її масштабу. Масштаб турбулентності часто визначається діаметром трубопроводу або каналу, тобто зовнішніми умовами течії. У інших випадках,

наприклад, витікання рідких і газових струменів у нерухому рідину і течія буде необмеженою. Тобто вплив стінок відповідає процесу вільної турбулентності.

Найхарактернішою ознакою турбулентності є пульсації, тому такий рух називають пульсаційним. Вихори пульсують відносно їх середнього положення в поточній рідині, відтак і миттєва швидкість в цій точці потоку також пульсує. Хаотичний рух вихорів призводить до інтенсивного перемішування рідини по перерізу потоку.

Оскільки маса вихору і шлях, який він проходить набагато більше від маси молекули і довжини її вільного пробігу, перенесення імпульсу, маси і теплоти за рахунок хаотичного руху вихорів значно перевершує молекулярне перенесення, що викликається тепловим рухом молекул.

При турбулентному русі крива розподілу швидкостей по перерізу має відмінний від параболи (характерною для ламінарного руху) вигляд - вершина кривої значно згладжена (рис. 2.1).

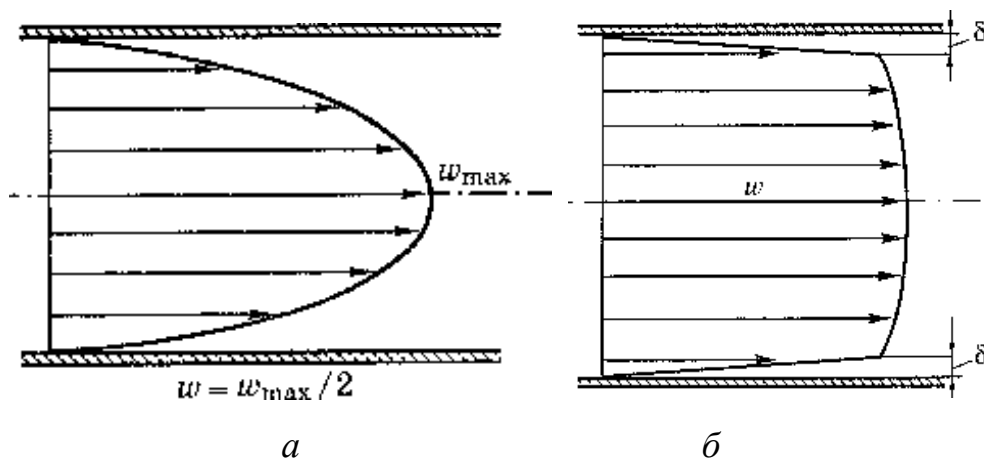


Рис. 2.1. Розподіл швидкостей по перерізу потоку при ламінарному (а) і турбулентному (б) режимах руху.

Крива w / w_{max} виражає розподіл не істотних, а усереднених в часі швидкостей, тобто турбулентна течія не є тою, що встановилась – миттєві швидкості в кожній точці потоку змінюються у часі. Але застосування усереднених в часі швидкостей дозволяє розглядати цей рух, як той, що

встановився. В цьому розумінні турбулентний рух можна характеризувати як квазістаціонарне.

Усереднену в часі швидкість в даній точці (рис. 2.2) знаходять наступним чином:

$$w_x = \int_0^{\tau} w_x d\tau / \tau, \quad (2.1)$$

Різниця між дійсною та усередненою швидкостями $w_x - \bar{w}_x = w'_x$ називають миттєвою пульсаційною швидкістю.

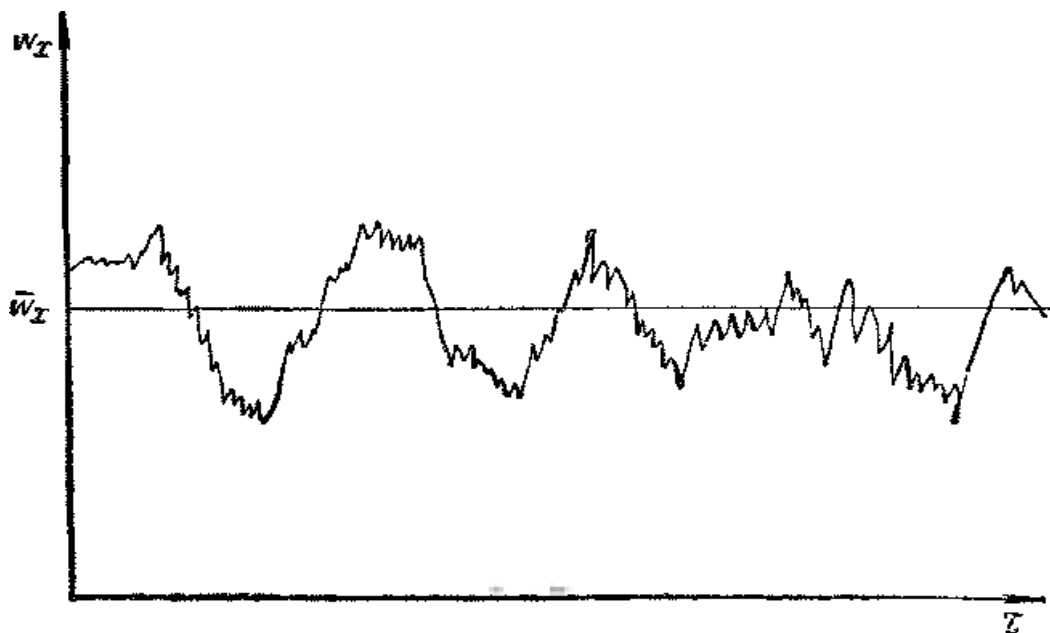


Рис. 2.2. Істотна w_x і усереднена $\bar{w}_x$ локальні швидкості рідини в турбулентному потоці

Турбулентний потік умовно підрозділяється на ядро і пограничний шар δ (рис. 2.1 б), в якому відбувається перехід турбулентного руху в ламінарное, причому швидкість руху по перерізу потоку змінюється по максимальній - по осі потоку до нуля - у стінки. Графік профілю стінки (рис. 2.3) дозволяє виявити декілька областей, на які можна розділити течію в каналі.

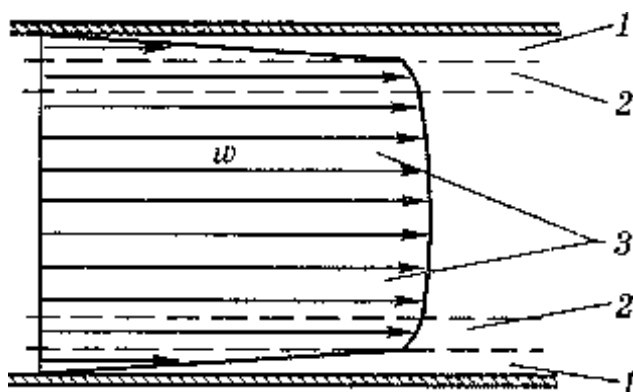


Рис. 2.3. Модель структури поперечного перерізу турбулентного потоку:

1 – ламінарний в'язкий шар; 2 – перехідний (буферний) шар; 3– турбулентне ядро потоку.

В'язкий підшару, якому зміна середньої швидкості визначається значенням коефіцієнта молекулярної в'язкості і практично лінійно, як і в ламінарному потоці; при цьому $\nu \gg \nu_m$. Тут ν_m - коефіцієнт турбулентної в'язкості; яка на відміну від молекулярної в'язкості ν залежить від усіх параметрів, які характеризують турбулентність, в тому числі й від усередненої швидкості.

Перехідний (буферний) шар характеризується в'язкою та турбулентною напругою порівнянна за величиною, тобто $\nu \approx \nu_m$, тут відбувається різке загасання турбулентності.

У області турбулентного ядра потоку на течію ще впливає ефект стінки, проте турбулентність розвинена вже в такому ступені, що в'язкою напругою можна нехтувати, тобто $\nu_m \ll \nu$. У цій зоні масштаб турбулентності не залежить від в'язкості. Масштаб турбулентності зумовлений визначальним параметром каналу (діаметром труби).

Експериментально встановлено, що перехід від ламінарного режиму до турбулентного залежить від швидкості потоку w , а також від фізичних властивостей рідини (в'язкості і густини) і визначального геометричного розміру - діаметру труби. Безрозмірний комплекс $wd\rho/\mu$, в який входять перераховані величини, дозволяє по його значенню судити про режим руху рідини. Цей комплекс називають числом (критерієм) Рейнольдса і позначають Re :

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu}, \quad (2.2)$$

де w - швидкість потоку, м/с, d - діаметр труби, м, ρ – густина рідини(газу), кг/м³, μ – динамічна в'язкість рідини (газу), Па.

Значення числа Рейнольдса для умов переходу від ламінарного режиму руху рідини до турбулентного називають критичним. При русі рідин по прямим гладким трубам $Re \cong 2300$. При $Re < 2300$ режим руху рідини буде ламінарним, а при $Re > 2300$ – турбулентним. Проте у діапазоні $2300 < Re < 10000$ режим руху рідини вважається нестійким, тобто рух може бути і ламінарним, і турбулентним. Цю область значень Re часто називають перехідною. Стійкий (розвинутий) турбулентний режим при русі рідин по прямим гладким трубам встановлюється при $Re > 10000$.

У разі, якщо потік піддається збуренням (шорсткі стінки труби, звуження або розширення потоку і так далі), критичне значення Re може істотно знижуватися. Особливо у природоохоронних апаратах, що мають достатньо складну конфігурацію. У цих випадках експериментально визначають значення Re , які для типових апаратів наведені в довідковій літературі.

Для каналів складної конфігурації (трубопроводів, апаратів) по яких рідина рухається, розрахунок Re замість величину діаметру d використовують гідравлічний радіус r_e або еквівалентний діаметр d_e .

Під гідравлічним радіусом r розуміють відношення площі перерізу S потоку до змоченого параметру Π каналу (трубопроводу):

$$r_e = S / \Pi. \quad (2.3)$$

Для круглої труби

$$r_e = \pi d^2 / (4\pi d) = d / 4. \quad (2.4)$$

Діаметр, що виражається через гідравлічний радіус, називають еквівалентним: $d_e = 4r_e$. Тоді

$$d_e = 4S / \Pi. \quad (2.5)$$

Приклад 2. Визначити режим течії рідини в міжтрубному просторі теплообмінника типу "труба в трубі" (рис.2.4). За наступних умов: зовнішній діаметр внутрішньої труби теплообмінника $d = 25$ мм, зовнішній діаметр зовнішньої труби $D_3 = 51$ мм, товщина зовнішньої труби $\delta = 2,5$ мм; масова витрата рідини $G = 1,25$ кг/с, температура рідини $t = 35$ °С.

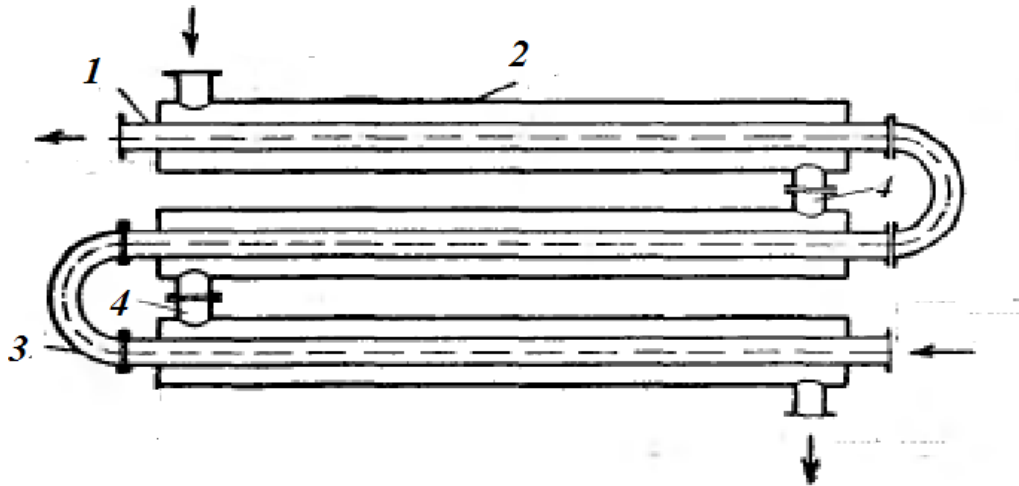


Рис. 2.4. Схема теплообмінника типу «труба в трубі».

1 – теплообмінна труба; 2 – кожухова труба; 3 – калач; 4- патрубки.

Розв'язок:

Розраховуємо внутрішній діаметр зовнішньої труби:

$$D = D_3 - 2 \cdot \delta = (51 - 2 \cdot 2,5) \cdot 10^{-3} = 0,046 \text{ м}$$

Знаходимо площу перерізу теплообмінника типу "труба в трубі":

$$S = \frac{\pi(D^2 - d^2)}{4} = \frac{3,14(0,046^2 - 0,025^2)}{4} = 1,17 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$$

За таблицею 5 додатку знаходимо параметри рідини: густину $\rho = 992,2$ кг/м³, динамічний коефіцієнт в'язкості $\mu = 6,533 \cdot 10^{-4}$ Па·с.

Визначаємо швидкість рідини з рівняння витрат:

$$w = \frac{G}{\rho \cdot S} = \frac{1,25}{992,2 \cdot 1,17 \cdot 10^{-3}} = 1,07 \text{ м/с}.$$

Розраховуємо периметр кільця перерізу теплообмінника:

$$\Pi = \pi(D + d) = 3,14 \cdot (0,046 + 0,025) = 0,066 \text{ м}$$

Еквівалентний діаметр кільцевого перерізу знаходимо за формулою (2.5):

$$d_e = \frac{4 \cdot 1,17 \cdot 10^{-3}}{0,066} = 0,018 \text{ м}$$

Знаходимо величину критерію Рейнольдса для еквівалентного діаметру теплообмінника за формулою (2.2):

$$\text{Re} = \frac{1,07 \cdot 0,018 \cdot 992,2}{6,533 \cdot 10^{-4}} = 29458$$

Оскільки $\text{Re} > 2300$, режим турбулентний.

Практична робота №3

Розрахунок матеріального балансу.

Матеріальні баланси по речовинах, що беруть участь в інженерних розрахунках природоохоронних процесів, поділяються на загальні по усій речовині та частинний, зроблений для одного компонента.

Види балансів для природоохоронних об'єктів за ієрархічною структурою поділяються на очищення повітря, води та твердих речовин на такі рівні :

- частині апарату очищення;
- апарати, тобто усього елементу процесу;
- установки очищення;
- усі етапи - від попереднього очищення остаточного, тобто ділянки цеху, цехи або декілька цехів;
- багато різнопланових установок (тобто цехи очищення стічних вод та переробка твердих відходів еа одному об'єкті),

На основі матеріального балансу визначають вихід речовини у порівнянні з теоретично можливим (%), а також кількість (масу) отримуваних, наприклад, очищеного повітря в одиницю часу. Згідно із законом збереження, маса (кількість) відходів, що надходить на переробку ($\sum G_n$), має дорівнювати масі речовин, що отримуються в результаті проведення процесу ($\sum G_k$), тобто

$$\sum G_n = \sum G_k . \quad (3.1)$$

У практичних умовах при проведенні технологічного процесу відбуваються безповоротні втрати речовини $\sum G_e$, наприклад, при випаровуванні

рідини, через нещільність апаратури, помилки в ході експлуатації апаратів тощо. В результаті матеріальний баланс у загальному випадку набирає вигляду

$$\sum G_n = \sum G_k + \sum G_g . \quad (3.2)$$

Для нестационарних процесів матеріальний баланс має дещо інший вигляд, оскільки потоки, спрямовані всередину даного об'єму (прихід), і потоки, спрямовані назовні (витрати), можуть бути не рівні, тому що відбувається накопичення маси та інші подібні фактори , тобто:

$$\sum G_n - \sum G_k = G_{\text{накоп}} . \quad (3.3)$$

Для стаціонарних процесі в права частина вираження (3.3) дорівнює нулю, і без урахування втрат воно набуває вигляду рівняння (3.1).

Матеріальний і енергетичний баланси в апаратах та установках (макрооб'ємах) при взаємодії, наприклад двох фаз для тепло- і масопереносу залежатимуть від їх відносного руху. Найбільш поширені види такого відносного руху потоків чи фаз представлені на рис. 3.1. Процеси тепло- і масопереносу температури (для теплопереносу) або концентрації (для масопереносу) потоків на виході з апаратів, для прямоточного (рис. 3.1, а) і протитечійного (рис. 3.1, б) руху потоків при тих самих значеннях (початкових температур і концентрацій) на вході в апарати їхні величини на виході можуть істотно розрізнятися

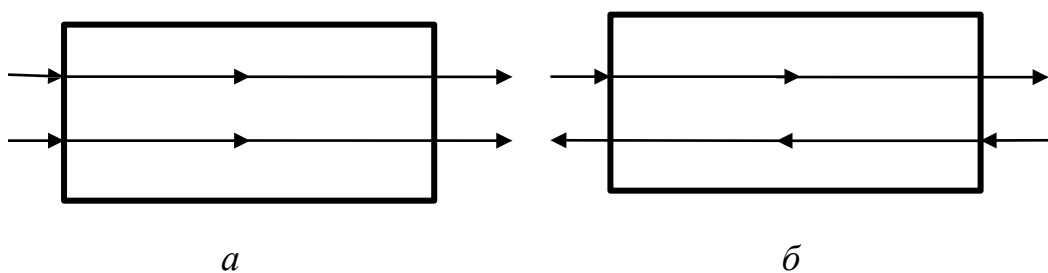


Рис. 3.1.Взаємний напрям руху потоків в апаратах:

а – прямотечія; б – протитечія

Розглянемо процес поглинання домішки рідиною з рідини (газу), що встановився, наприклад, поглинання аміаку водою з аміачно-повітряної суміші (рис. 3.2) за умови відсутності перемішування фаз по висоті апарату.

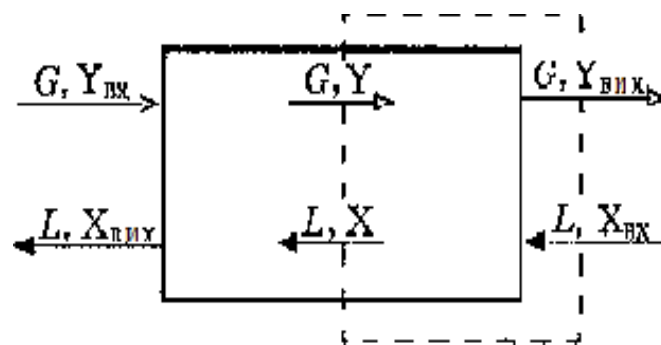


Рис. 3.2. Схема матеріального балансу апарату, що працює при проточності:

$Y_{п}$, $Y_{к}$, $X_{п}$, $X_{к}$ – відповідно відносні концентрації домішки у поглиначі та очищеній рідині (газу) на вході та виході з апарату, кг/кг ін. комп. (кмоль/кмоль ін. комп.).

При вихідних даних абсорбційних та екстракційних процесів як правило задаються початковим складом суміші, що розділяється, та характеристиками поглиначя, величини початкових витрат вихідної суміші, а також знати кінцеву концентрацію в ній компонента, що вилучається. Значення кінцевої концентрації повинно задовольняти наступним умовам:

$$y_{к} > y^*(x_{п}) \quad c_{y.к.} = c_y^*(c_{x.п.}) \quad Y_{к.} = Y^*(X_{п.}) \quad (3.4)$$

$y^*()$, $x^*()$, $c^*()$, $Y^*()$, $X^*()$ – концентрації розподільного компонента у фазі, який знаходиться у рівновазі з іншою фазою, концентрація розподільного компонента, яка вказана в дужках в залежності від виду концентрацій, що використовуються.

Відповідно для екстракції та десорбції значення цієї концентрації повинно задовольняти таким умовам:

$$x_{к} > x^*(y_{п}) \quad c_{x.к.} = c_x^*(c_{y.п.}) \quad X_{к.} = X^*(Y_{п.}) \quad (3.5)$$

Матеріальний баланс безперервного процесу абсорбції, десорбції та екстракції однієї домішки зі стічної води у сталих умовах має вигляд: у сталих умовах може бути представлені наступною системою рівнянь

$$\begin{aligned}
G_{\Pi} y_{\Pi} + L_{\Pi} x_{\Pi} - G_{\kappa} y_{\kappa} - L_{\kappa} x_{\kappa} &= 0; \\
G_{\Pi} (1 - y_{\Pi}) - G_{\kappa} (1 - y_{\kappa}) &= 0; \\
L_{\Pi} (1 - x_{\Pi}) - L_{\kappa} (1 - x_{\kappa}) &= 0; \\
L_{\Pi} + G_{\Pi} - L_{\kappa} - G_{\kappa} &= 0.
\end{aligned} \tag{3.6}$$

У цих рівняннях витрати фаз повинні бути масовими, якщо концентрації виражені в масових долях; при вираженні складів у мольних долях витрати повинні бути мольними. Якщо склади фаз характеризуються об'ємними концентраціями $V_{y.\Pi}$, $V_{x.\Pi}$, $V_{y.\kappa}$, $V_{x.\kappa}$ (у кг/м³ або кмоль/м³), система рівнянь (3.7) набуває наступного вигляду:

$$\begin{aligned}
V_{y.\Pi} c_{y.\Pi} + V_{x.\Pi} c_{x.\Pi} - V_{y.\kappa} c_{y.\kappa} - V_{x.\kappa} c_{x.\kappa} &= 0; \\
V_{y.\Pi} (\rho_{y.\Pi} - c_{y.\Pi}) - V_{y.\kappa} (\rho_{y.\kappa} - c_{y.\kappa}) &= 0; \\
V_{x.\Pi} (\rho_{x.\Pi} - c_{x.\Pi}) - V_{x.\kappa} (\rho_{x.\kappa} - c_{x.\kappa}) &= 0.
\end{aligned} \tag{3.7}$$

де $\rho_{y.\Pi}$, $\rho_{y.\kappa}$ – відповідно початкова та кінцева густини газу або екстрагенту; $\rho_{x.\Pi}$, $\rho_{x.\kappa}$ – відповідно початкова та кінцева густини абсорбенту чи рідини, яка очищується.

Повний масовий потік домішки з одної фази до іншої фази в усьому апараті для процесу абсорбції виражається залежностями

$$M = G_{\kappa} y_{\kappa} - G_{\Pi} y_{\Pi} = L_{\Pi} x_{\Pi} - L_{\kappa} x_{\kappa} = G_{\kappa} - G_{\Pi} = L_{\Pi} - L_{\kappa} = G_{\Pi} (Y_{\kappa} - Y_{\Pi}) = L_{\Pi} (X_{\Pi} - X_{\kappa}) \tag{3.8}$$

Для екстракції або десорбції масовий потік визначають за формулами (3.8) і отримують результат з від'ємним знаком.

Важливою характеристикою процесу абсорбції є ступінь вилучення домішки:

$$s = M / (G_{\Pi} x_{\Pi}) = M / (G_{\Pi} X_{\Pi}), \tag{3.9}$$

Для процесу екстракції рівняння (3.9) набуває такий вигляд:

$$s = M / (L_{\Pi} x_{\Pi}) = M / (L_{\Pi} X_{\Pi}) \tag{3.10}$$

Оскільки кінцева концентрація у фазі, що очищується, повинна відповідати умовам (3.4) або (3.5) то ступень вилучення обмежена. Якщо концентрація домішок у поглиначі на вході у апарат відмінна від нуля, повне вилучення домішки неможливе. Максимальний ступінь вилучення при абсорбції:

$$S_{\max} = \frac{y_{\Pi} - y^*(x_{\Pi})}{y_{\Pi}[1 - y^*(x_{\Pi})]} = 1 - \frac{Y^*(X_{\Pi})}{Y_{\Pi}} \quad (3.11)$$

Аналогічно визначається ступінь вилучення при екстракції та десорбції:

$$S_{\max} = \frac{x_{\Pi} - x^*(y_{\Pi})}{x_{\Pi}[1 - x^*(y_{\Pi})]} = 1 - \frac{X^*(Y_{\Pi})}{X_{\Pi}} \quad (3.12)$$

Розрахуємо матеріальний баланс процесу екстракції фенолів у диференціально – контактному апараті – вертикальної протитечійної колони. Фенольні води та екстрагент безперервно рухаються назустріч одна одній під впливом різниці густин, взаємодіючи вздовж усієї колони. Фазу, яка має більшу густину, подають у верхню частину колони, а відводять з нижньої частини. Відповідно, фазу з меншою густиною підводять знизу, а видаляють з верхньої частини колони (рис. 3.3).

До екстракторів такого типу належать розпилювальні, полицеві, насадкові та ситчасті (тарілчасті) колони. Розпилювальні колони (рис. 3.3, а) - порожнинні апарати, у яких легка фаза диспергується у важкій за допомогою інжектора. Вони складаються із зони змішування, де відбувається екстракція, та розташованих зверху та знизу від неї відстійних зон. Полицеві колони (рис. 3.3, б) обладнані внутрішніми перегородками у вигляді горизонтальних дисків з сегментними вирізами або почергово встановлених дисків з вирізами та кілець. Це дозволяє дещо збільшити тривалість перебування дисперсійної фази у апараті та зменшити зворотну циркуляцію рідини, тим самим прискорюючи масообмін. У насадкових екстракторах (рис. 3.3, в) рідина багаторазово диспергується спочатку за допомогою розподільного пристрою, а потім проходячи крізь шар твердої насадки (кіля Рашига, сідла Берля (рис.8.2), металеві сітки та ін.), яка укладена на сітці. Розвинена поверхня контакту між рідинами забезпечує порівняно високу швидкість масоперенесення. Значно вищої інтенсивності процесу вдається досягти у колонах з ситчастими (перфорованими) переливними

тарілками (рис. 3.2, г) за рахунок багаторазового диспергування легкої фази при проходженні на кожній з тарілок крізь велику кількість малих отворів.

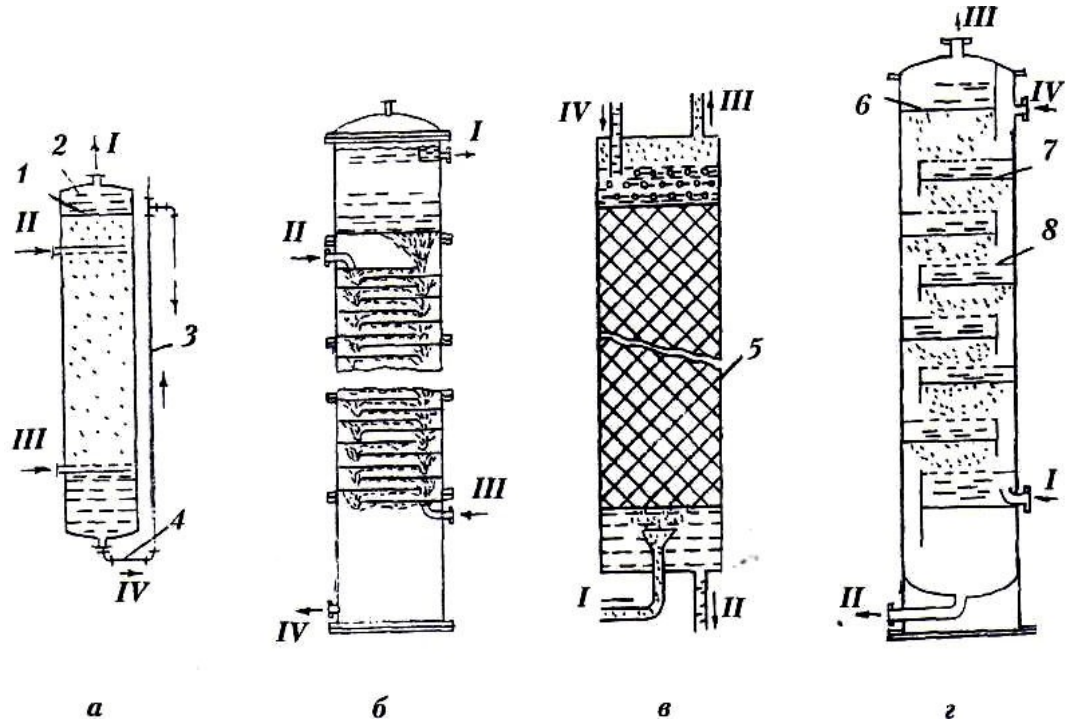


Рис. 3.2. Диференціально – контактні екстракційні апарати:

а — розпилювальна колона; б — полицева колона; в — насадкова колона; г — ситчаста колона; 1 — рівень розділення фаз; 2 — шар легкої фази; 3 — гідрозатвор; 4 — вентиль для регулювання рівня розділення фаз; 5 — насадка; 6 — основна поверхня поділу; 7 — межа коалесценції дисперсної фази; 8 — перфорована тарілка; II, IV — важкі фази; I, III — легкі фази.

Приклад 3. Розрахувати матеріальний баланс процесу вилучення фенолу із води екстракцією фенсольваном у колоні з ситчастими тарілками. Вихідні дані: масові витрати стічної води – 10 кг/с, а екстрагенту – 0,8 кг/с ; початкова концентрація фенолу в воді – 5% мас.; ступінь вилучення фенолу – 90%; початкова концентрація фенолу в екстрагенті нульова .

Розв’язання:

Масовий потік домішки знаходимо з формули (3.8):

$$M = sL_n x_n = 0,9 \cdot 10 \cdot 0,05 = 0,45 \text{ кг} / \text{с}.$$

З рівнянь (3.6) визначаємо складові матеріального балансу:

– витрати стічної води на виході з апарату:

$$L_k = L_n - M = 10 - 0,45 = 9,45 \text{ кг} / \text{с};$$

– витрати екстрагенту на виході з апарату:

$$G_k = G_n + M = 0,8 + 0,45 = 1,25 \text{ кг} / \text{с};$$

– концентрація домішки у стічній воді на виході з апарату:

$$x_k = (L_n x_n - M) / L_k = (10 \cdot 0,05 - 0,45) / 9,45 = 5,29 \cdot 10^{-3}, \text{ мас. частки};$$

– концентрація домішки у екстрагенті на виході з апарату:

$$y_k = (M + G_n y_n) / G_k = (0,45 + 0,8 \cdot 0) / 1,25 = 0,36, \text{ мас. частки}.$$

Практичне заняття 4.

Розрахунок коефіцієнта масовіддачі.

Масовіддача, підрозділяють на природну і вимушену. При природній масовіддачі рух рідини відбувається внаслідок різниці густин у різних точках рідини, а при вимушеній - внаслідок витрати енергії на рух потоку ззовні - за допомогою насоса, мішалки тощо. Очевидно, що природна масовіддача - процес повільний і в техніці зустрічається рідко, але часто є супутнім процесом вимушеної масовіддачі.

Розглянемо перенесення маси усередині однієї фази, тобто від ядра потоку до межі розділу фаз або навпаки - від межі розділу фаз в ядро (основній масі) потоку. Вважаємо, що в нашому випадку процес масоперенесення відбувається між газом і рідиною (процес абсорбції, тобто масоперенесення йде з фази Φ_y у фазу Φ_x).

При процесі, що встановився, тобто час дорівнює 1 с. і тоді рівняння масовіддачі має вигляд,

$$M = \beta_y F(x_{\text{гр}} - x) \quad (4.1),$$

де β_x – коефіцієнт пропорційності (коефіцієнт масовіддачі) для фази Φ_x ;
 F – площа поверхні контакту фаз, м²; x – концентрація в ядрі фази; $x_{\text{гр}}$ –
 концентрація біля границі фази Φ_x .

Для фази Φ_y рівняння масовіддачі буде аналогічним рівнянню (4.1), але з
 відповідною заміною концентрацій:

$$M = \beta_y F (y_{\text{гр}} - y) \quad (4.2)$$

де β_y – коефіцієнт пропорційності (коефіцієнт масовіддачі); y – концентрація в
 ядрі фази; $y_{\text{гр}}$ – концентрація біля границі фази

З рівнянь (4.1) і (4.2) знайдемо розмірність коефіцієнтів масовіддачі:

$$[\beta_{xy}] = \left[\frac{M}{F \cdot x \cdot y} \right] = \left[\frac{кг \cdot м^3}{м^2 \cdot с \cdot кг} \right] = \left[\frac{м}{с} \right].$$

Коефіцієнт масовіддачі показує, яка кількість речовини переходить від
 одиниці поверхні розділу фаз в ядро потоку (чи навпаки) в одиницю часу при
 рушійній силі, рівній одиниці.

Коефіцієнт масовіддачі, який характеризує швидкість перенесення
 речовини усередині фази одночасно конвекцією і молекулярною дифузією.
 Коефіцієнт масовіддачі залежить від багатьох чинників (фізичних властивостей
 фази, швидкості потоку, визначальних геометричних розмірів тощо).

При проведенні масообмінних розрахунків природоохоронних систем, таких
 як визначення висоти апаратів з безперервним контактом або кількості ступенів
 у апаратах зі ступінчастим контактом фаз. Важливе місце займає визначення
 коефіцієнта масовіддачі, наприклад при абсорбції треба знаходити його у газовій
 та рідкій фазах. Зважаючи на складну залежність коефіцієнта масовіддачі від цих
 чинників отримання узагальненої залежності для визначення величин β_y і β_x
 утруднено.

Їх знаходять за допомогою критеріальних рівнянь вигляду:

$$Nu^D = f(Fo^D, Pe^D, Re, Fr, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots) \quad (4.3)$$

або

$$Nu^D = f_1(Fo^D, Pr^D, Re, Ga, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots) \quad (4.4)$$

До складу рівнянь (3.8) та (3.9) входять такі критерії подібності:

- Дифузійний критерій Нуссельта:

$$\text{Nu}^D = \beta \cdot l / D \quad (4.5)$$

- Дифузійний критерій Пекле:

$$\text{Pe}^D = w \cdot l / D. \quad (4.6)$$

- Дифузійний критерій Прандтля:

$$\text{Pr}^D = \text{Pe}^D / \text{Re} = \nu / D \quad (4.7)$$

- Дифузійний критерій Фур'є:

$$\text{Fo}^D = \tau \cdot D / l^2 \quad (4.8)$$

- Критерій Рейнольдса

$$\text{Re} = w \cdot l / \nu \quad (4.9)$$

- Критерій Фруда:

$$\text{Fr} = w^2 / (g \cdot l) \quad (4.10)$$

- Критерій Галілея:

$$\text{Ga} = l^3 \cdot g / \nu^2 \quad (4.11)$$

Тут l – характерний лінійний розмір, м; D – коефіцієнт молекулярної дифузії, м²/с; w – швидкість газу чи рідини, м/с; ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості, м²/с; τ – час, с.

Крім того до рівнянь (4.3) та (4.4) входять симплекси $\Gamma_1, \Gamma_2, \dots, \Gamma_n$, що є відношенням характерних геометричних розмірів $l_1, l_2, \dots, l_n$ до деякого визначального розміру l_0 .

Якщо рух рідини або газу є усталеним, критерій Фур'є до рівнянь (4.3) та (4.4) не входить.

Розрахувавши дифузійний критерій Нуссельта, з рівняння (4.5) визначаємо коефіцієнт масовіддачі в газовій або рідкій фазі.

Коефіцієнт молекулярної дифузії газу А в газі В (або газу В у газі А) D_r , м²/с, визначається експериментально або може бути розрахований за формулою:

$$D_r = \frac{4,3 \cdot 10^{-12} T^{\frac{3}{2}}}{p(\nu_A^{\frac{1}{3}} + \nu_B^{\frac{1}{3}})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (4.12)$$

де T – температура, К; p – абсолютний тиск, Па; M_A та M_B – мольні маси газів A та B ; v_A та v_B – мольні об’єми газів A та B , які визначаються як сума атомних об’ємів елементів, що входять до складу газу.

Якщо відомо значення коефіцієнта дифузії D_1 за температури T_1 та тиску p_1 , то значення його D_2 за температури T_2 та тиску p_2 можна знайти з рівняння:

$$D_2 = D_1 \frac{p_1}{p_2} \left(\frac{T_2}{T_1} \right)^{\frac{3}{2}}. \quad (4.13)$$

Коефіцієнт дифузії у рідині D_p при 20°C , $\text{м}^2/\text{с}$, можна розрахувати за наближеною формулою:

$$D_p = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu} (v_A^{\frac{1}{3}} + v_B^{\frac{1}{3}})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (4.14)$$

де D_p – коефіцієнт дифузії; μ – коефіцієнт динамічної в’язкості рідини, $\text{мПа} \cdot \text{с}$; v_A та v_B – мольні об’єми розчиненої речовини та розчинника; M_A та M_B – мольні маси розчиненої речовини та розчинника; A та B – коефіцієнти, що залежать від властивостей розчиненої речовини та розчинника.

Коефіцієнт дифузії газу в рідині за температури t D_t пов’язаний з коефіцієнтом дифузії за температури 20°C D_{20} наступною наближеною залежністю:

$$D_t = D_{20} [1 + b(t - 20)], \quad (4.15)$$

у якій температурний коефіцієнт b може бути визначений за емпіричною формулою:

$$b = 0,2 \cdot \sqrt{\mu} / \sqrt[3]{\rho}, \quad (4.16)$$

де μ – коефіцієнт динамічної в’язкості рідини за температури 20°C , $\text{мПа} \cdot \text{с}$; ρ – густина рідини, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Вигляд критеріальних рівнянь у кожному конкретному випадку залежить від типу масообмінного апарату та характеру масообмінного процесу, що у ньому відбувається. Як приклад розглянемо визначення коефіцієнтів масовіддачі у насадковому абсорбері.

Розглянемо процес поглинання газу рідиною (адсорбцію), що встановився,

наприклад, поглинання аміаку водою з аміачно-повітряної суміші (рис. 4.1) за умови відсутності перемішування фаз по висоті апарату. Насадковий абсорбер має вигляд циліндричної колони. У її нижній частині подається газ та підіймається вгору. Назустріч цьому потоку рухається зрошувальна рідина і проходить через шар насадки, де відбувається процес абсорбції. Інколи насадка має декілька секцій, між якими встановлюють перерозподільні пристрої для рідини (рис. 4.1, б).

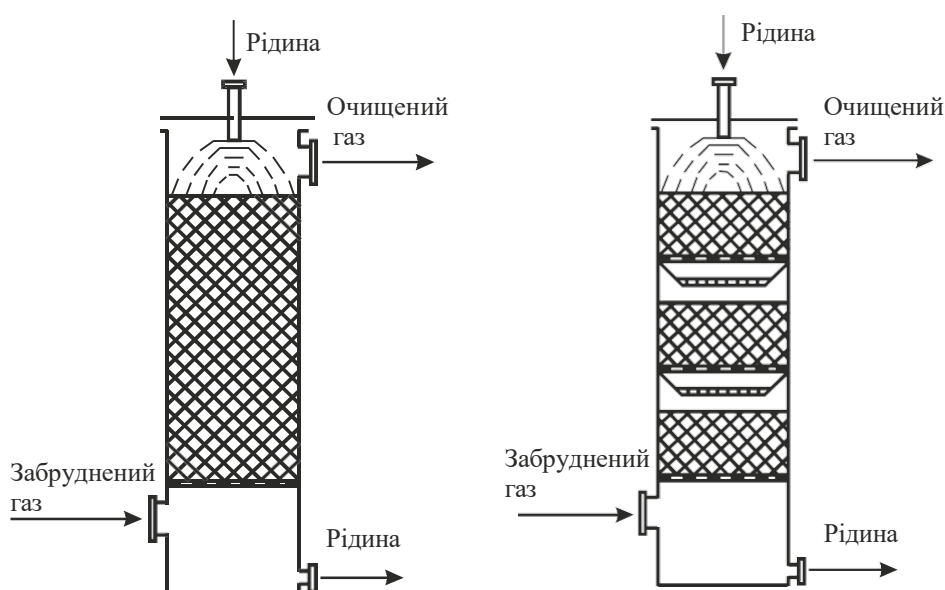


Рис. 4.1. Насадкові абсорбери: а – із суцільним завантаженням; б – з шаровим завантаженням насадки.

Критеріальні формули для розрахунку коефіцієнтів масовіддачі у насадкових абсорберах з неупорядкованою насадкою (навалом) при плівковому режимі мають наступний вигляд.

Для газової фази:

$$Nu_{\Gamma}^D = 0,407 \cdot Re_{\Gamma}^{0,655} (Pr_{\Gamma}^D)^{0,33} \quad (4.17)$$

де Pr_{Γ}^D – дифузійний критерій Прандтля для газу, розрахований за формулою (4.7).

Критерій Рейнольдса для газу Re_{Γ} у даному випадку має наступний вигляд:

$$Re_{\Gamma} = \frac{4w_{\Gamma}}{\sigma \cdot v_{\Gamma}} \quad (4.18)$$

де σ – питома поверхня насадки, m^2/m^3 .

Рівняння (4.17) справедливе при значеннях Re_e від 10 до 10000.

Для рідкої фази:

$$Nu_p^D = 0,0021 \cdot Re_p^{0,75} (Pr_p)^{0,5} \quad (4.19)$$

де Pr_p^D – дифузійний критерій Прандтля для рідини, розрахований за формулою (4.7).

Критерій Рейнольдса для рідини Re_p у даному випадку має наступний вигляд:

$$Re_p = \frac{4 \cdot W_p}{\sigma \cdot \mu_p} \quad (4.20),$$

де W_p – масова швидкість рідини, $кг/(м^2 \cdot с)$, μ_p – коефіцієнт динамічної в'язкості рідини, $Па \cdot с$.

Коефіцієнти масовіддачі у плівковому режимі визначаються за наступними формулами:

У газовій фазі, $м/с$:

$$\beta_r = \frac{Nu_r^D \cdot D_r}{d_e} \quad (4.21),$$

де D_r – коефіцієнт дифузії домішки у відхідному газі, $м^2/с$;

d_e – еквівалентний діаметр каналів у насадці, $м$, що визначається за формулою:

$$d_e = 4V_b / \sigma \quad (4.22)$$

V_b – вільний об'єм насадки, $м^3/м^3$.

У рідкій фазі, $м/с$:

$$\beta_p = \frac{Nu_p^D D_p}{\delta_{пр}} \quad (4.23),$$

де D_p – коефіцієнт дифузії домішки у абсорбенті, $м^2/с$; $\delta_{пр}$ – так звана приведена товщина рідкої плівки, $м$, що визначається за формулою:

$$\delta_{пр} = \left(\frac{v_p^2}{g} \right)^{1/3} \quad (4.24)$$

Приклад 4. Визначити коефіцієнт масопередачі для газової фази у насадковому абсорбері, в якому у плівковому режимі відбувається поглинання аміаку з повітря під атмосферним тиском.

Вихідні дані: температура в абсорбері $t_2 = 30^\circ\text{C}$; швидкість газу в абсорбері $w_2 = 0,25 \text{ м/с}$; питома поверхня насадки $\sigma = 68 \text{ м}^2/\text{м}^3$; вільний об'єм насадки $V_g = 0,565 \text{ м}^3/\text{м}^3$; коефіцієнт дифузії аміаку у повітрі за атмосферного тиску та 0°C $D_0 = 17,0 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

Розв'язок:

З таблиці 3 Додатку для даної температури знаходимо кінематичну в'язкість повітря $\nu_T = 16,00 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

Критерій Рейнольдса знаходимо за формулою (4.18):

$$\text{Re}_2 = \frac{4 \cdot 0,25}{68 \cdot 16,0 \cdot 10^{-6}} = 919 ,$$

Оскільки робочий тиск є атмосферним, то $p_2 = p_1$, а $T_1 = 273 \text{ К}$, то коефіцієнт дифузії домішки у повітрі за робочої температури визначаємо за спрощеною формою виразу (4.13):

$$D_r = D_0 \left(\frac{T_2}{273} \right)^{3/2} = 17,0 \cdot 10^{-6} \left(\frac{30 + 273}{273} \right)^{3/2} = 19,88 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}$$

Дифузійний критерій Прандтля згідно (4.7):

$$\text{Pr}_r^D = \frac{16,00 \cdot 10^{-6}}{19,88 \cdot 10^{-6}} = 0,80$$

Дифузійний критерій Нуссельта визначаємо за формулою (4.17):

$$\text{Nu}_r^D = 0,407 \cdot (919)^{0,655} (0,8)^{0,33} = 39$$

Еквівалентний діаметр каналів у насадці знаходимо за формулою (4.22):

$$d_e = 4V_g / \sigma = 4 \cdot 0,565 / 68 = 0,033 \text{ м}$$

Коефіцієнт масовіддачі у газовій фазі, згідно з формулою (4.23):

$$\beta_r = \frac{39 \cdot 19,88 \cdot 10^{-6}}{0,0330} = 0,023 \text{ м/с}$$

Практичне заняття 5

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. 5.1, а) або розділеними всередині горизонтальними або похилими полицями (рис. 5.1, б).

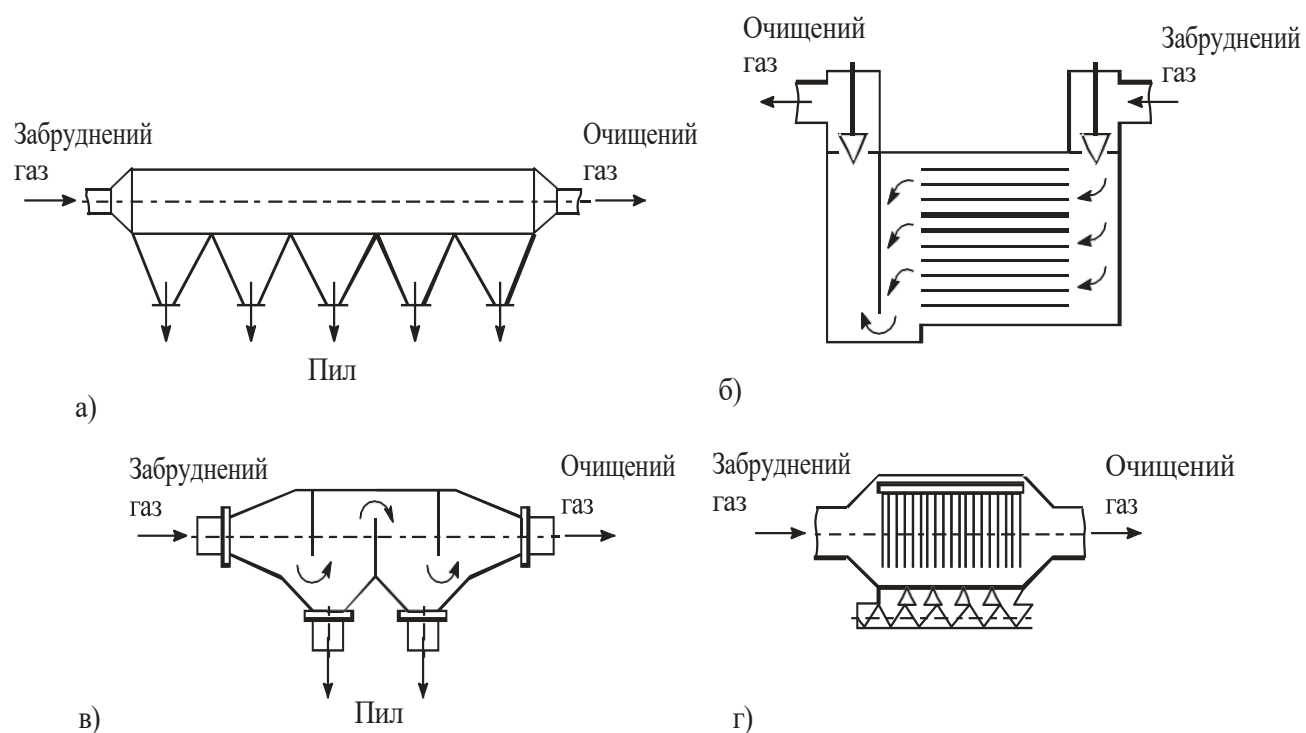


Рис. 5.1. Конструкції пилоосаджувальних камер.

Це дозволяє зменшити висоту осадження частинок. Для рівномірного газорозподілення по перерізу пилоосаджувальні камери можуть облаштовуватися 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. 5.1, в, г).

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. 5.2, а) або плавного повороту потоку (рис. 5.2, б).

Іншими представниками цього класу пиловловлювачів є «пилові мішки» (рис. 5.2, 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.

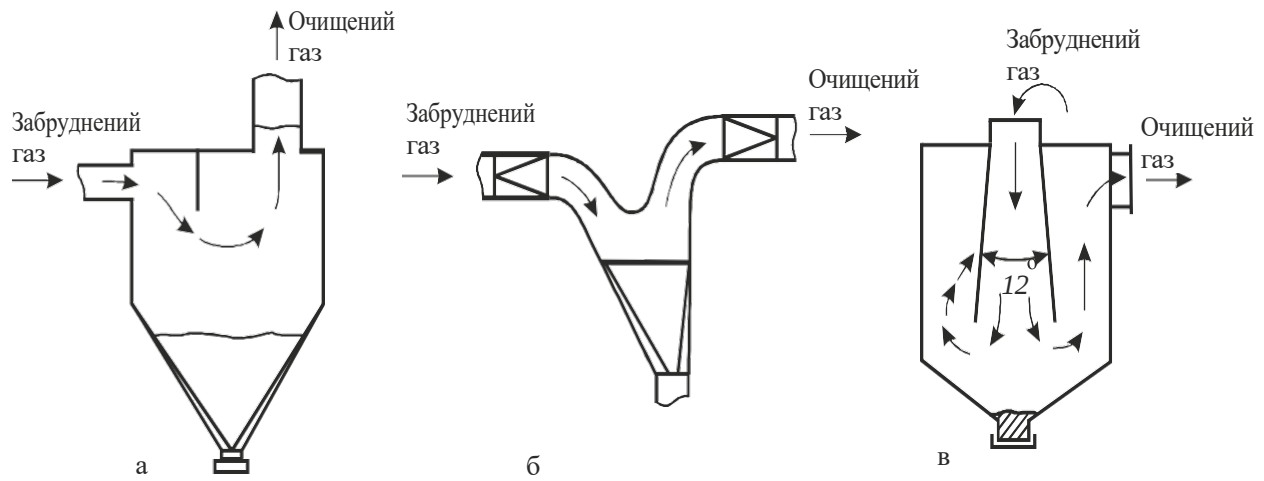


Рис. 5.2. Інерційні пиловловлювачі: *а* - камера з перегородкою; *б* - камера з плавним поворотом газового потоку; *в* - камера з конусом, що розширюється

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. 5.3).

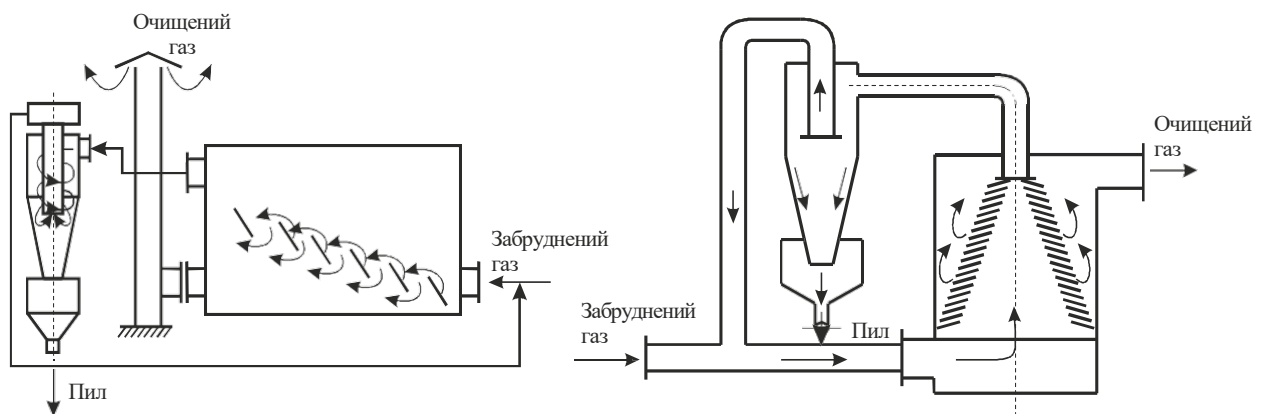


Рис. 5.3. Жалюзійні пиловловлювачі: *а* – з пластинчастими жалюзі; *б* – з кільцевими жалюзі.

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 законові 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_q . Для того, щоб частинка діаметром d_q , м, опустилася за час τ , с, на висоту h , м, необхідно дотримуватися умови:

$$h = w_{oc} \cdot \tau \quad (5.1),$$

де w_{oc} – швидкість осадження частинок, м/с.

Оскільки тривалість перебування газу в камері залежить від її довжини L та швидкості газового потоку w_r :

$$\tau = \frac{L}{w_r} \quad (5.2),$$

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

$$\frac{L}{H} = \frac{w_r}{w_q} \quad (5.3).$$

Лінійна швидкість газу визначається за формулою:

$$w_r = \frac{Q}{B \cdot H} \quad (5.4),$$

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

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

$$w_{oc}^T = \frac{d_q^2 (\rho_q - \rho_r) g}{18 \mu_r} \quad (5.5),$$

де ρ_q , ρ_r – відповідно густина частинок та газу, кг/м³, μ_r – динамічна в'язкість газу, Па·с.

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

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

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 5. Визначити висоту шару газу між полицями пилової камери (рис. 5.1, б), необхідну щоб осіли частинки кераміки діаметром $d_{\text{ч}} = 7 \text{ мкм}$, якщо витрати димового газу за нормальних умов $Q_0 = 0,78 \text{ м}^3/\text{с}$, довжина камери $L = 6,3 \text{ м}$, ширина $B = 2,5 \text{ м}$, загальна висота $H = 6,2 \text{ м}$, середня температура газу в камері $t = 100 \text{ }^\circ\text{C}$.

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 (5.4) 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 (5.2):

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

За таблицею 1 Додатку для даної температури знаходимо в'язкість газу $\mu_{\text{г}} = 20,4 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$ та густину газу $\rho_{\text{г}} = 0,950 \text{ кг/м}^3$, а за таблицею 4 Додатку – густину пилу $\rho_{\text{ч}} = 2600 \text{ кг/м}^3$.

Визначаємо теоретичну швидкість осадження частинок за формулою (5.5):

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

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

Знаходимо відстань між полицями за формулою (5.1):

$$h = 0,0017 \cdot 91,3 = 0,155 \text{ м} \approx 16 \text{ мм};$$

Перевіряємо правильність застосування формули Стокса:

$$\text{Re}_q = \frac{0,0034 \cdot 7 \cdot 10^{-6} \cdot 0,950}{20,4 \cdot 10^{-6}} = 0,00016$$

Оскільки $\text{Re}_q = 0,00016 < 0,2$, застосування формули Стокса є допустимим.

Практичне заняття 6

Оцінка ефективності пиловловлювачів відцентрової дії

Пиловловлювачі відцентрової дії є різновидом інерційних апаратів, у яких частинки із закрученого газового потоку видаляються переважно відцентрових сил. На відмінну від інерційних пиловловлювачів, розглянутих у Практичному занятті 5, 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 6.1). 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 газовий потік опускається вниз по кільцевому простору між циліндричною частиною циклону та вихлопною трубою до його конічної частини. Під дією відцентрових сил частинки пилу 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 пилу, які досягли стінок корпусу, під дією осьового потоку і сил тяжіння рухаються у напрямку до вихідного отвору корпусу і під впливом сил інерції виводяться у бункер.

На сьогодні у вітчизняній техніці пиловловлювання найпоширенішими є циклони НПОГаз. В залежності від співвідношення між висотою їхніх складових частин ці апарати можна поділити на циліндричні (рис. 6.1, а) та конічні (рис. 6.1, 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.

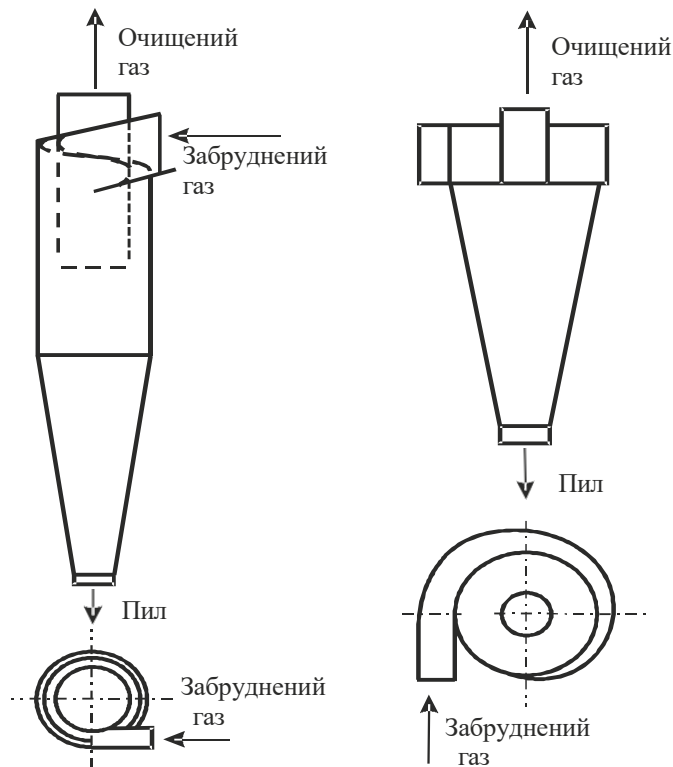


Рис. 6.1. Основні схеми циклонів: а) - циліндричні; б) – конічні.

Досить поширеними типом відцентрових пиловловлювачів є **вихрові** апарати, які відрізняються від циклонів наявністю допоміжного закрученого газового потоку. Він створюється шляхом подачі через сопла (рис. 6.2, а) або лопатки (рис. 6.2, 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.

Запилений газ у вихровому пиловловлювачі спочатку закручується лопатковим завихрювачем і підіймається вгору, де стикається зі струменями

вторинного повітря. В результаті частинки пилу 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.

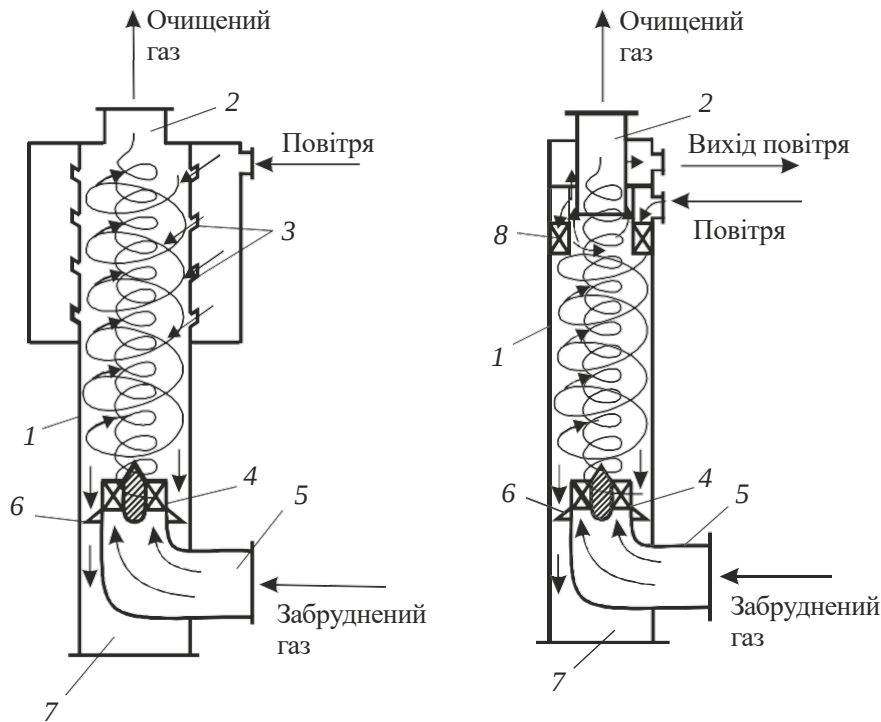


Рис 6.2. Вихрові пиловловлювачі: а – соплового типу; б – лопаткового типу.

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. 6.3, а) або порожнинного ротора (рис. 6.3, б). У апаратах першої групи (рис. 6.3, 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. 6.3, б) напрямок частинок, що видаляються і напрямок руху газу протилежні. В процесі обертання ротору з перфорованою боковою поверхнею частинки пилу відкидаються від неї у радіальному напрямку і видаляються з апарату. Очищений газ всмоктується всередину ротора і робочим колесом вентилятора спрямовується у вихідний патрубок.

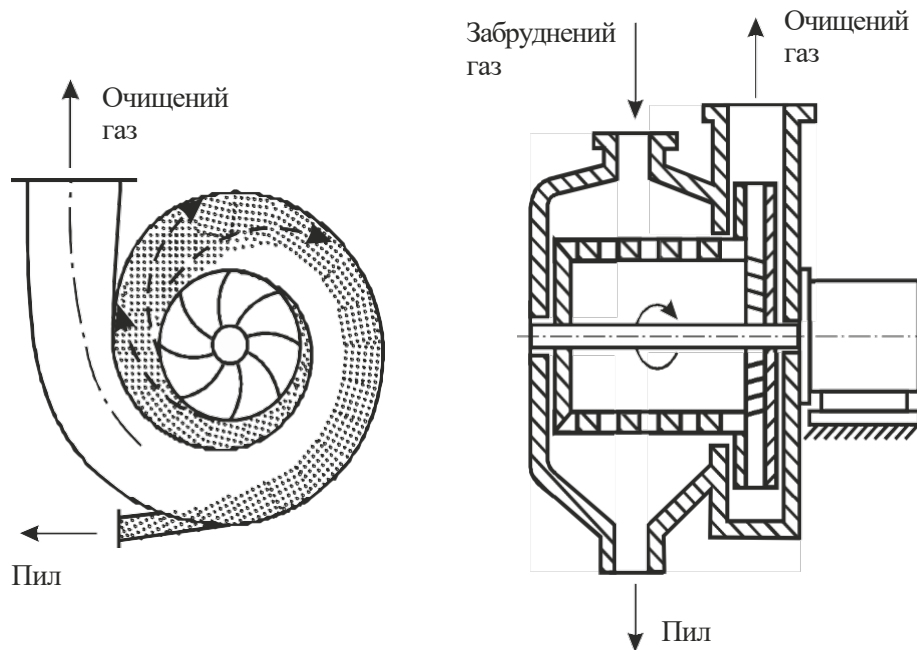


Рис. 6.3. Ротаційні пиловловлювачі: а – вентиляторні; б – проти поточний.

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:

$$d_{кр} = \sqrt{\frac{w_r}{H} \cdot \frac{\ln(D_{ап}/d_n)}{(1/18\mu_r) \cdot (\rho_{ч} - \rho_r) \cdot \omega^2}} \quad (6.1)$$

Тут w_r – швидкість газів у вільному перерізі апарата, м/с; H – Висота пиловловлюючої камери, м; $D_{ап}$ – діаметр апарата, м; d_n – діаметр підвідного патрубку, м; μ_r – в'язкість газу, Па·с; $\rho_{ч}$, ρ_r – 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:

$$d_{кр} = 3 \cdot \sqrt{\frac{Q_{\Gamma} \cdot \mu_{\Gamma} \cdot D_{ап} \cdot (D_{ап} + b)}{(\rho_{\Gamma} w_{вх})^2} \cdot \left(1 - \frac{D_{ап} + b}{2D_{ап}}\right)} \quad (6.2)$$

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

Для конічних циклонів запропоновано таку залежність:

$$d_{кр} = \left(\frac{18\mu_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{0,5} \cdot \frac{\Phi_{ст}^{0,5}}{k} \cdot R^* \quad (6.3)$$

де $\Phi_{ст}$ – показник стікання пилоповітряного потоку на одиницю висоти циклона, м²/с; k – 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:

$$\Phi_{ст} = \frac{Q_{\Gamma}}{2\pi \cdot H_{ц}} \quad (6.4)$$

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

Постійну величину k визначають за формулою:

$$k = \frac{Q_{\Gamma}}{H_{ц} \cdot \ln \frac{R^*}{R}} \quad (6.5)$$

Приклад 6. Визначити мінімальний розмір частинок граніту, що повністю уловлюються у циклоні СКЦН - 34 з діаметром $D_{ап} = 0,5$ м, якщо температура відхідного повітря складає 40°C.

Розв'язок: У відповідності з типом циклона за таблицею 6.1 Додатку приймають: швидкість руху пилоповітряного потоку $w_{\Gamma} = 1,7$ м/с; висота циліндричної частини циклона $H_{ц} = 0,515 \cdot D_{ап} = 0,515 \cdot 0,5 = 0,258$ м; ширина вхідного патрубку $b = 0,214 \cdot D_{ап} = 0,214 \cdot 0,5 = 0,107$ м. За таблицею 4 Додатку

визначаємо густину пилу $\rho_{\text{ч}} = 2700 \text{ кг/м}$, а за таблицею 3 Додатку – коефіцієнт в'язкості повітря $\mu_{\text{г}} = 19,1 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$.

Визначаємо продуктивність циклона:

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

Таблиця 6.1

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, $H_{\text{ц}}$;	0,535	0,515
- конічної частини, $H_{\text{к}}$;	3,0	2,11
- зовнішньої частини вихлопної труби, $h_{\text{с}}$;	0,2...0,3	0,515
- всього циклона, $H_{\text{заг}}$.	3,735...3,835	3,14
Внутрішній діаметр:		
- вихлопної труби, $D_{\text{вих}}$;	0,334	0,34
- пиловипускного отвору, $D_{\text{вип}}$.	0,334	0,229
Ширина вхідного патрубка b	0,264	0,214
Поточний радіус завитки	$\frac{D}{2} + \epsilon \frac{\varphi}{2\pi}$	$\frac{D}{2} + \epsilon \frac{\varphi}{\pi}$
Кут розгортки спіралі, φ , град.	45°	40°

За формулою (6.4) 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 (6.5) визначають постійну величину k :

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

За формулою (6.3) 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 7

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. 7.1, а).

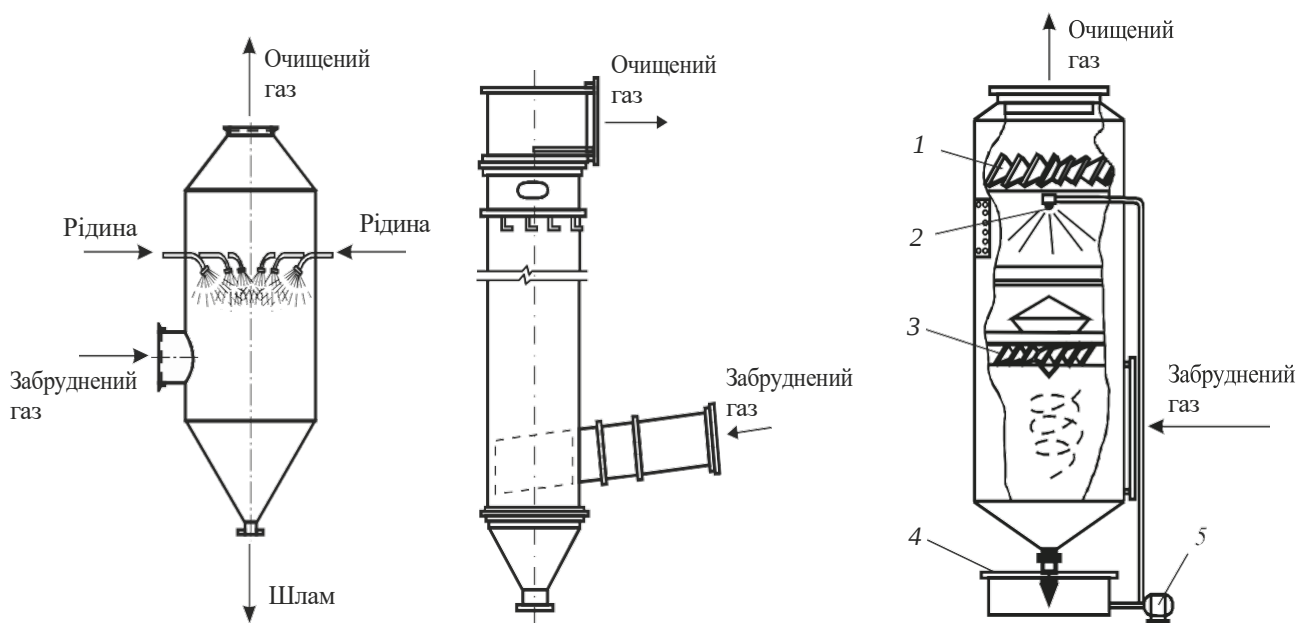


Рис. 7.1. Порожнинні скрубери: а – форсунковий; б – циклон з водяною плівкою; в – з внутрішнім завихрювачем: 1 – розкручувач, 2 – зрошувальний пристрій, 3 – завихрювач, 4 – збирач рідини, 5 – насос.

Для поліпшення рівномірності розподілу газу і використання ефекту плівкового поглинання застосовують циклони з водяною плівкою (рис. 7.1, 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. Розміри циклонів з водяною плівкою ЦВП у таблиці 7.1

Таблиця 7.1

Характеристика циклонів з водяною плівкою ЦВП

Марка циклона	Основні розміри, мм				
	D	H	l_1	l_2	A × 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

У інших конструкціях закручування газового потоку здійснюється за допомогою спеціальних пристроїв, а рідина розбризкується форсунками встановленими у центральній частині апарату (рис 7.1, 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:

$$Re_{\text{ч}} = \frac{v_R \cdot d_{\text{ч}}}{\nu} \quad (7.1),$$

де v_R – радіальна швидкості частинок пилу, м/с; $d_{\text{ч}}$ – діаметр частинок пилу,

м; v_b – кінематична в'язкість води, $\text{м}^2/\text{с}$.

Для ефективного уловлювання частинок необхідно, щоб $\text{Re}_c > 5$.

З практики експлуатації скрубєрів відомо, що ефективно уловлюються грубі частинки, дрібний пил, що близько розміщений до стінок апарата, а змочувані частинки пилу розміром за менше 5 $\mu\text{м}$.

Радіальна швидкість частинок пилу визначається за формулою:

$$v_R = \frac{k^2 \cdot \tau}{R^3}, \text{ м/с} \quad (7.2),$$

де k – постійний параметр, $\text{м}^2/\text{с}$; τ – час релаксації (змочування), с; R – радіус скрубєра, м.

Значення k визначають за формулою:

$$k = \frac{Q_r}{B \cdot \ln \frac{R}{R_n}}, \text{ м}^2/\text{с} \quad (7.3),$$

де Q_r – секундна витрата запиленого газу, що подається до скрубєра, $\text{м}^3/\text{с}$; B – товщина потоку газу, м; R_n – радіус низхідного (спадаючого) потоку газу, м.

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

$$Q_r = F \cdot w_{\text{вх}}, \text{ м}^3/\text{с} \quad (7.4),$$

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

Приклад 7. Оцінити можливість уловлювання погано змочуваних водою частинок пилу густиною $\rho_n = 2500 \text{ кг/м}^3$ у верхній частині відцентрового скрубєра ЦВП - 10.

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

Розв'язок:

За таблицею 7.1 у знаходимо: діаметр скрубєра $D = 1,0 \text{ м}$, 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 (7.4):

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

Радіус скрубера $R = D / 2 = 4,34 / 2 = 2,17 \text{ м}$. Радіус низхідного потоку повітря приймаємо $R_n = 0,15 \text{ м}$.

Константа k , згідно з формулою (7,3):

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

За таблицею 7.2 в залежності від заданого діаметра частинок пилу визначаємо тривалість їх змочування $\tau = 0,003 \text{ с}$.

Таблиця 7.2

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

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

За таблицею 5 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):

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

Критерій Рейнольдса для частинок пилу, які рухаються у воді:

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

Таким чином, частинки пилу добре уловлюються у відцентровому скрубєрі.

У швидкісних розпилювальних скрубєрах (рис. 7.2) 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. 7.2, б).

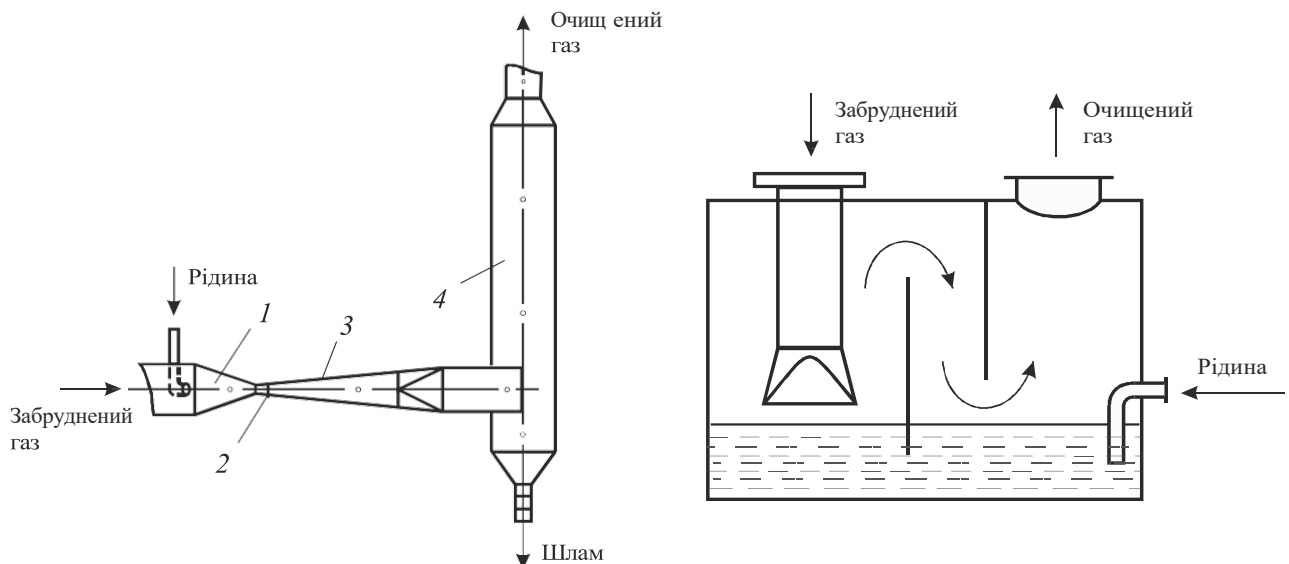


Рис. 7.2. Швидкісні скрубєри: а – скрубєр Вентурі :1– конфузор, 2 – горловина, 3– дифузор ,4– циклон - краплеуловлювач ; б – скрубєр Дойля

Найпоширенішими та найефективнішими з апаратів цього типу є скрубєри Вентурі (рис. 7.2, 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. 7.2, 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. 7.3).

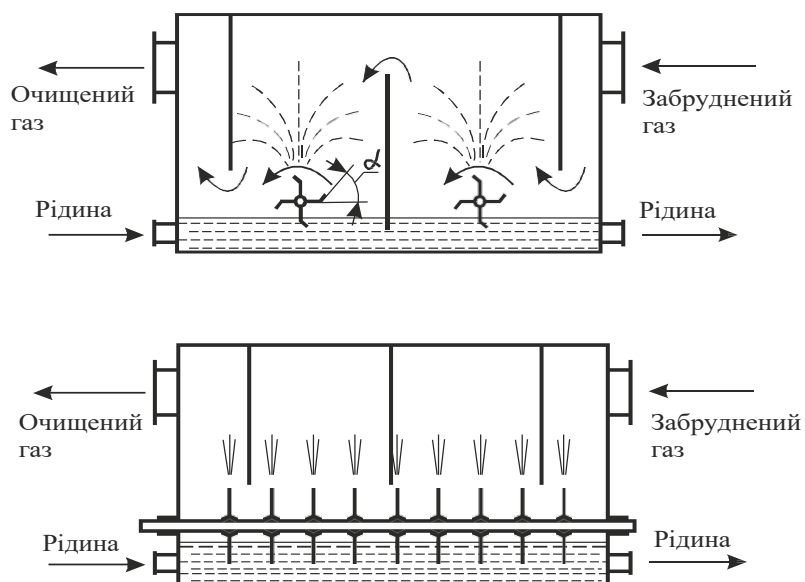


Рис. 7.3. Механічні скрубери: а – з лопатевими валками; б – з розбризкувальними дисками

Лопаті або диски, частково занурені у рідину і при обертанні валу розбризкують її в об'ємі камери. Газ рухається перпендикулярно (рис. 7.3. а) або паралельно (рис 7.3, б) осі обертання, очищуючись при контакті з краплинами поглинача і відділяючись від останніх при зміні напрямку руху навколо перегородок.

До апаратів цього типу відносяться також роторні відцентрові скрубери. За своєю конструкцією вони аналогічні сухим ротаційним пиловловлювачам (рис 6.3, а) і відрізняються від них тільки наявністю пристроїв для підведення зрошувальної рідини.

Практичне заняття 8

Розрахунок характеристик поверхневого абсорбера

Поверхневими абсорберами вважаються такі, що мають фіксуванні поверхні, тобто апарати, у яких поверхня контакту в певному ступені визначається геометричною поверхнею елементів абсорбера. Основними типами таких апаратів є: з горизонтальним дзеркалом рідини; плівкові; насадкові та механічні плівкові. До проміжного типу відносяться абсорбери з рухомою насадкою, оскільки мають властивості як насадкових, так і барботажних апаратів.

У абсорберах з горизонтальним дзеркалом рідини газ проходить над нерухомою поверхнею або рідиною, що повільно рухаються. Площа масообміну в них є незначною тому такі апарати малоефективні та рідко використовують, тільки для вилучення домішок із висококонцентрованих газових сумішей.

Дія плівкових абсорберів газ та рідина контактують на поверхні рідкої плівки, що тече. Рух плівки здійснюється по вертикальних поверхнях, де рідина стікає вниз по внутрішніх поверхнях труб або плоско – паралельної насадки, а також апарати з низхідною течєю плівки. Абсорбери першого та другого типу працюють протитечією або прямотечією, третього - тільки прямотечією.

Трубчасті плівкові апарати (рис.8.1, а) мають вигляд вертикально–зрошувальних теплообмінників, які складаються із вертикального пучку труб 1,

що закріплені у трубних решітках 2. Зрошувальна рідина за допомогою спеціальних пристроїв надходить до стінок труб. Для відведення тепла, що виділяється при процесі у міжтрубний простір абсорбера подають охолоджувальну рідину (зазвичай воду). Абсорбери з листовою насадкою складаються з колони, всередині якої встановлено плоско – паралельну насадку із вертикальними пластинами 3. У верхній частині апарату розташований розподільний пристрій 4, що забезпечує рівномірне зрошення кожної пластини з обох боків.

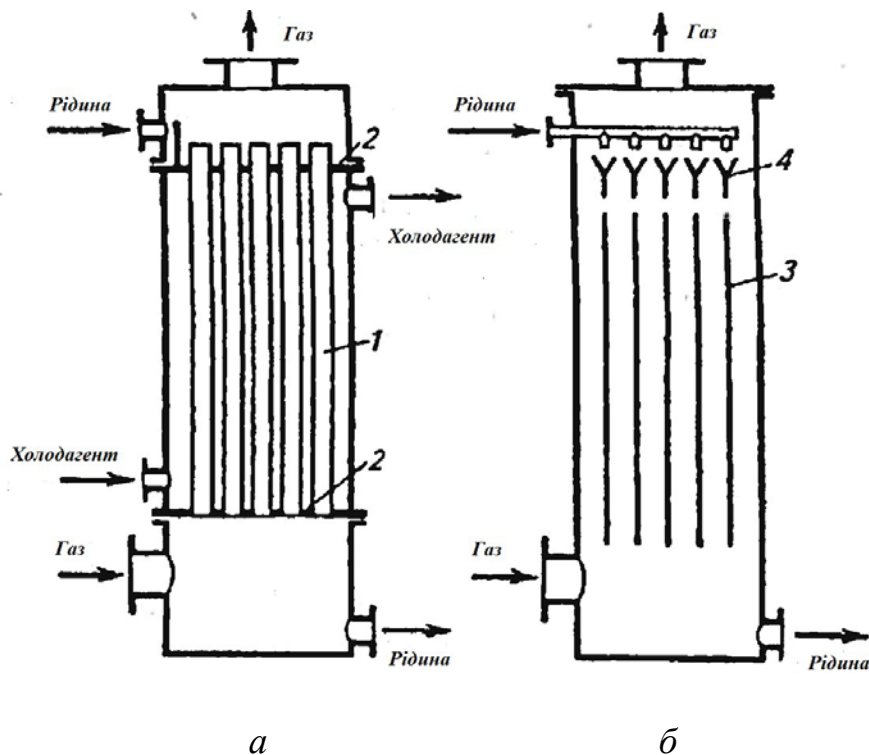


Рис.8.1. Плівкові абсорбери

а - трубчастий ; б – з листовою насадкою: 1- труби, 2 - трубна решітка, 3 – пластини, 4 – розподільний пристрій.

Наразі плівкові абсорбери використовують вилучення переважно газів, що добре розчинюються, наприклад HCl , NH_3 , мають високу концентрацію та потребують відведення тепла

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

Насадковий абсорбер (рис. 4.1) 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. 4.1, б).

Ефективність роботи абсорбера значною мірою визначається типом насадки і способом її укладання. Основними вимогами до насадок є мала насипна густина, велика 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. 8.2). 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 різновидом кільцевої насадки кільця Рашига – прості циліндри без додаткових пристроїв (рис. 8, а), 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. 8, б, в); спіральні кільця з розташованими всередині однією або декількома спіралями (рис. 8, г, д); кільця Палля з перфорованими стінками (рис. 8, е) тощо.

Керамічна **сідлоподібна насадка** використовується для неупорядкованого завантаження. У промисловості набули поширення сідла Берля (рис. 8, є) з поверхнею у вигляді гіперболічного параболоїда та сідла Інталокс (рис. 8, ж) поверхня яких має вигляд частини тора. На поверхні сідел Інталокс є невеликі

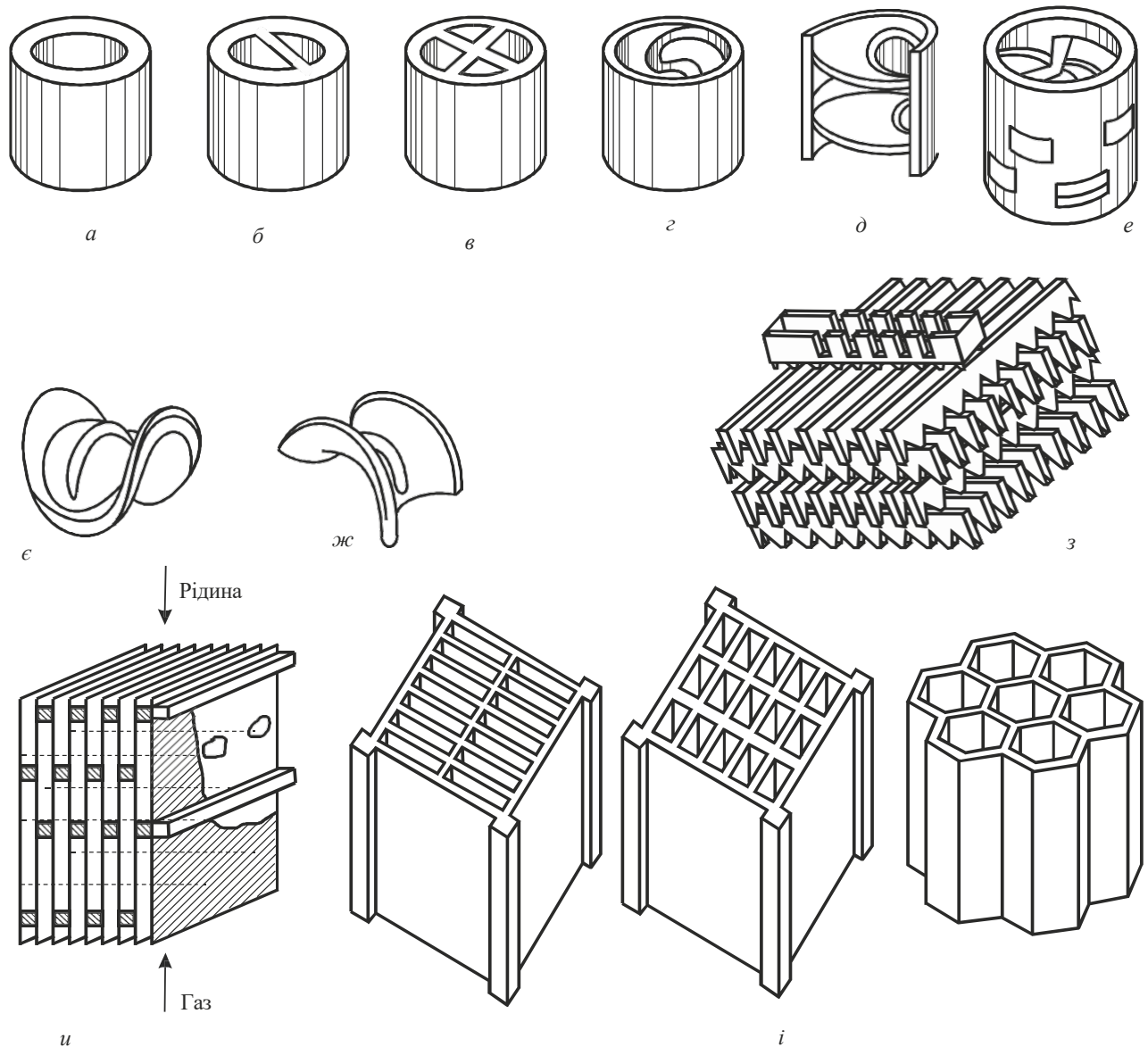


Рис. 8.2. Типи насадок.

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. 8, 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. 8, 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. 8, 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 абсорберу 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:

$$G_{\Pi} \cdot \bar{y}_{\Pi} - G_{\kappa} \cdot \bar{y}_{\kappa} = L_{\kappa} \cdot \bar{x}_{\kappa} - L_{\Pi} \cdot \bar{x}_{\Pi} \quad (8.1)$$

Тут G_{Π} , G_{κ} , L_{Π} , L_{κ} – витрати газової суміші та поглинача на вході у апарат та виході з нього відповідно, кг/с; $\bar{x}_{\Pi}$, $\bar{x}_{\kappa}$, $\bar{y}_{\Pi}$, $\bar{y}_{\kappa}$ – 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:

$$M = G \cdot (\bar{Y}_{\Pi} - \bar{Y}_{\kappa}) = L \cdot (\bar{X}_{\Pi} - \bar{X}_{\kappa}), \quad (8.2)$$

де M – витрати компонента, що поглинається, кг/с; G та L – витрати інертного газу та рідини поглинача, кг/с; $\bar{X}_{\Pi}$, $\bar{X}_{\kappa}$, $\bar{Y}_{\Pi}$, $\bar{Y}_{\kappa}$ – 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:

$$L = \varphi \cdot L_{\min} \quad (8.3),$$

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

$$L_{\min} = \frac{M}{\bar{X}_{\kappa}^* - \bar{X}_{\Pi}} \quad (8.4),$$

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

$$x^* = \frac{p^A}{m_{px}} \quad (8.5),$$

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.

Приклад 8. Розрахувати матеріальний баланс та визначити мінімальні витрати абсорбенту (води) для поглинання хлору з повітря при русі протитечією.

Вихідні дані: Температура в абсорбері $t = 30^\circ\text{C}$, 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°C та 1 атм – $\rho_r^0 = 3,22$ 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:

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

За таблицею 2 Додатку визначаємо константу фазової рівноваги:

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

Парціальний тиск домішки на вході у абсорбер:

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

Рівноважна концентрація домішки у абсорбенті на виході з апарата згідно з формулою, (8.5):

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

Відносна рівноважна масова концентрація домішки у поглиначі:

$$X_k^* = \frac{M_A \cdot x_k^*}{M_{\Gamma} \cdot (1 - x_k^*)} = \frac{70,91 \cdot 1,642 \cdot 10^{-3}}{28,96 \cdot (1 - 1,642 \cdot 10^{-3})} = 4,027 \cdot 10^{-3} \text{ кг/кг рідкого поглиначя}$$

Мінімальні масові витрати абсорбенту визначаємо з рівняння (8.4):

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

Механічні плівкові абсорбери з дисками (рис. 8.3, а) використовують механічну дію обертання для створення та підтримання плівки рідини. У горизонтальному циліндрі 1 підтримується потрібний рівень рідини. Всередині циліндру обертається горизонтальний вал 3, на якому закріплені перфоровані диски 4. Частини поверхнях дисків занурені, решта частин виступає над дзеркалом рідини і вкрита рідкою плівкою, у якій відбувається абсорбція.

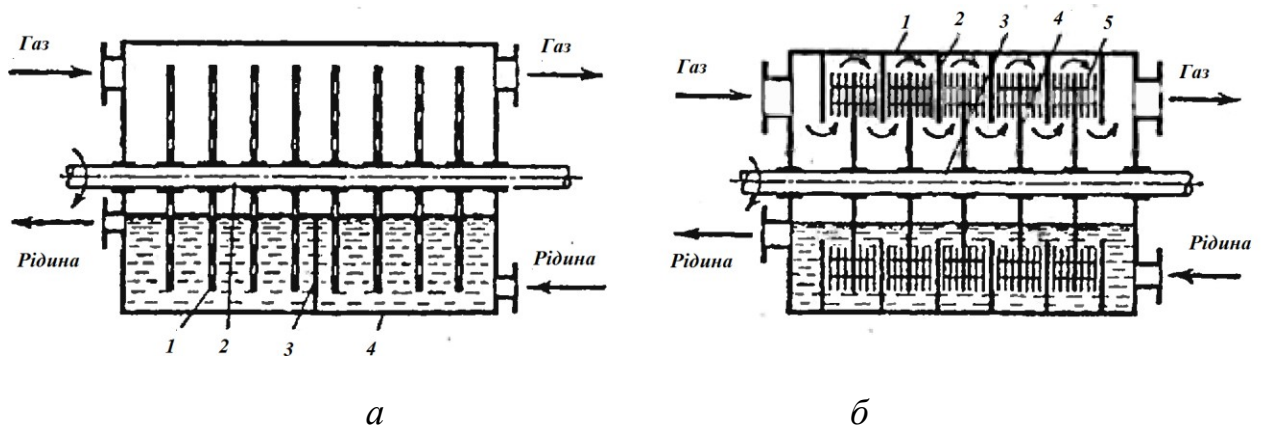


Рис.8.3. Механічні плівкові абсорбери.

а – дисковий плівковий ; б – з обертовими пакетами дисків:

1- горизонтальний циліндр; 2 – перегородка; 3 – вал; 4 – диск; 5 – пакет кільцевих дисків.

Вигляд механічного плівкового абсорбера з обертовими пакетами дисків показано на рис. 8.3,б. Апарат розділений на перегородки 2. Між ними на валу 3 закріплені суцільні диски 4, до яких пакети кільцевих дисків 5 таки чином, що газ рухається зигзагоподібно.

ВИКОРИСТАНА ЛІТЕРАТУРА

1. Рижков С.С., Харитонов Ю. М., Благодатний В.В. Методи очищення повітря від забруднень - Миколаїв: УДМТУ, 2002. 56с.
2. Благодатний В.В., Магась Н.І. Методичні вказівки до виконання практичних робіт з дисципліни «Методи та засоби очищення повітря та води від забруднень» . Миколаїв: НУК, 2011. 56с.
3. Благодатний В.В., Магась Н.І, Харитонов Ю.М. Апарати для очищення відхідних газів від забруднень : методичні вказівки. – Миколаїв : НУК, 2019. – 52 с.
4. Процеси захисту навколишнього середовища / М.М. Зацеркляний, О.М. Зацеркляний, Т.Б.Столевич. Одеса: Фенікс, 2017. 454с.
5. Шалугін, В.С.. Шмандій В.М. Процеси і апарати промислових технологій / К: Центр учбової літератури, 2008. 392с.
6. Процеси та апарати природоохоронних технологій : у 2т./ Л.Д. Пляцук, Р.А., Васькін, В.П. Шапорев та ін. Суми : Сумський державний університет , Т.1 2017. 456 с.
7. Крусір Г.В., Мадані М.М., О.Л. Гаркович Техніка та технології очищення газових викидів. Навчальний посібник. Одеса: ОНАХТ-Одеса, 2017. 207с.
8. Благодатний, В.В. Розрахунок природоохоронних систем та апаратів / В.В. Благодатний , О.С. Рижков. М.: видавництво О.С.Торубари, 2012. 68с.
9. Промислова екологія / С.О Апостолук., В.С.Джигирей, І.А.Соколовський та ін. К.: Знання, 2012. 430 с.
10. Методичні вказівки до виконання курсового проекту на тему: «Розрахунок двотрубного теплообмінника-підігрівача випарної установки» з курсу «Процеси та апарати хімічних виробництв» для студентів III–V курсів усіх спеціальностей і форм навчання / Укл.: Смірнова О.С., Черемисінова А.О., Опарін С.О. Дніпропетровськ.: ДВНЗ УДХТУ, 2014. 31 с.
11. Ратушняк Г. С., Лялюк О. Г. Засоби очищення газових викидів. Навчальний посібник. – Вінниця: УНІВЕРСУМ-Вінниця, 2008. 207 с.

12. Процеси та апарати пилогазоочищення: практикум. Для підготовки здобувачів вищої освіти за другим (магістерським) рівнем вищої освіти в галузі знань 10 «Природничі науки» за спеціальністю 101 «Екологія» відповідно до освітньо-професійної програми «Екологічна безпека». / Укладачі: О.В. Рибалова, Б.М. Цимбал, О.О. Бондаренко Х: НУЦЗУ, 2023. 54 с
13. Методичні вказівки до практичних занять з дисципліни «Пиловловлювання та очищення промислових викидів» для студентів очної та заочної форм навчання за напрямом 6.050601 «Теплоенергетика» /Укл. Глущенко О.Л. Кам'янське, ДДТУ, 2017. 44 с.
14. Проектування природоохоронних систем та обладнання [Електронний ресурс] : методичні рекомендації до виконання практичних робіт для здобувачів ступеня бакалавра освітньо-професійної програми «Технології захисту навколишнього середовища» зі спеціальності 183 Технології захисту навколишнього середовища / уклад. Д.В. Кулікова; М-во освіти і науки України, Нац. техн. ун-т «Дніпровська політехніка». Дніпро : НТУ «ДП», 2024. 98 с.

ДОДАТОК

Таблиця 1

Фізичні властивості димових газів

($P_{\text{п}} = 760 \text{ мм.рт.ст.} = 1,01 \cdot 10^5 \text{ Па}$; $P_{\text{CO}} = 0,13$;
 $P_{\text{H}_2\text{O}} = 0,11$; $P_{\text{N}} = 0,76$)

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$C_p, \text{кДж/(кг}\cdot^\circ\text{C)}$	$\lambda \cdot 10^2, \text{Вт/(м}\cdot^\circ\text{C)}$	$\alpha \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$\mu \cdot 10^6, \text{Па}\cdot\text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	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

Значення констант фазової рівноваги для водних розчинів газів $m_{\text{рх}}, \text{МПа}$

Речовина	Температура. $^\circ\text{C}$							
	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

Таблиця 3

Фізичні властивості сухого повітря

(P_п=760 мм.рт.ст.=1,01·10⁵ Па)

t, °C	ρ , кг/м ³	C _p , кДж/(кг·°C)	$\lambda \cdot 10^2$, Вт/(м·°C)	$a \cdot 10^6$, м ² /с	$\mu \cdot 10^6$, Па·с	$\nu \cdot 10^6$, м ² /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
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 4

Густина твердих матеріалів

Матеріал	Густина, <i>кг / м³</i>	Насипна густина, <i>кг / м³</i>	Матеріал	Густина, <i>кг / м³</i>	Насипна густина, <i>кг / м³</i>	
Алебастр	2500		Корка	240		
Антрацит	1600		Гума	1500		
Апатит	3190	1850	Селітра натрієва	2260	1200	
Азбест	2600					
Бетон	2300		Сода кристалічна	1450	800	
Вінілпласт	1380					
Гіпс кристалічний	2240	1300	Сіль кам'яна	2350	1020	
Глина суха		1380	Сосна	500		
Гранит	2700		Скло	2500		
Зола	2200	680	Текстоліт	1380		
Земля суха	1800	1300	Вугілля деревинне	1450	200	
Вапняк	2650	1800				
Каолін	2200		Вугілля кам'яне	1350	800	
Каучук	930					
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					
		Латунь	8500			
		Алюміній	2700			
Крейда кускова	2200	1300	Свинець	11400		
Мармур	2600		Вогнетриви			
Парафін	900					
			Динас	1900		
Пароніт	1200		Магнезит	2900		
Пісок сухий	1500	1200	Шамот	1900		

Таблиця 5

Фізичні властивості води на лінії насичення.

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$\lambda, \text{Вт/(м}\cdot\text{C}^0)$	$\alpha \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$\mu \cdot 10^6, \text{Па}\cdot\text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$
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

Навчальне видання

БЛАГОДАТНИЙ В. В., МАГАСЬ Н. І.

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

до виконання практичних завдань з дисципліни

«МЕТОДИ ЗАХИСТУ НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА»

Частина 1

Методичні вказівки

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

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