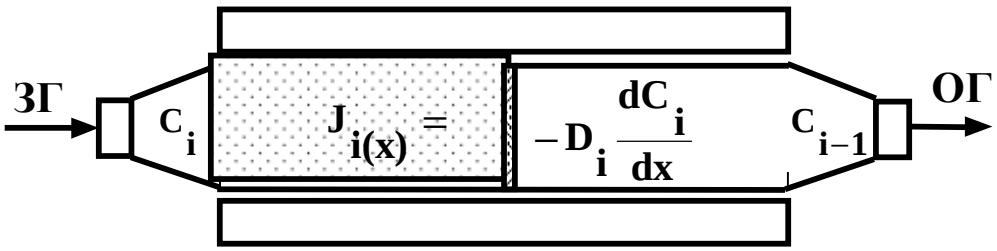
Ратушняк Г.С.
Лялюк О.Г.

Технічні засоби очищення

газових викидів



Вінниця ВНТУ 2005

Міністерство освіти і науки України
Вінницький національний технічний університет

Ратушняк Г.С.
Лялюк О.Г.

Технічні засоби

очищення газових викидів

Затверджено Вченою радою Вінницького національного технічного університету як навчальний посібник для студентів напряму підготовки 0921 – “Будівництво” спеціальності “Теплогазопостачання і вентиляція”. Протокол № 10 від 26 травня 2005 року

Вінниця ВНТУ 2005

УДК 66.074
Р 25

Рецензенти:
Пономарчук А.Ф., доктор технічних наук, професор (ВНТУ)
Ткаченко С.Й., доктор технічних наук, професор (ВНТУ)
Зінич П.Л., кандидат технічних наук, доцент (КНУБА)

Рекомендовано до видання Вченою радою Вінницького національного технічного університету Міністерства освіти і науки України

Ратушняк Г.С., Лялюк О.Г.
Р 25 Технічні засоби очищення газових викидів. Навчальний посібник. – Вінниця: ВНТУ, 2005. – 158 с.

Наведені класифікації та основні конструктивні особливості засобів для сухого та мокрого пиловловлювання, очищення газів фільтруванням, абсорбційного, адсорбційного й каталітичного очищення газових викидів від газо- й пароподібних забруднень, засоби термічного знешкодження та електричного й магнітного очищення. Викладені методики технологічних й конструктивних розрахунків найбільше розповсюдженого обладнання.
Електронний варіант посібника, розміщений на сайті кафедри теплогазопостачання ВНТУ, http://www.vstu.vinnica.ua/ua/kaf/tgp/, рекомендується для дистанційної форми навчання.

УДК 66.074

© Г.С. Ратушняк, О.Г. Лялюк, 2005

ЗМІСТ

Передмова 5
1 Засоби очищення газових викидів сухими пиловловлювачами. 7
1.1 Пилоосаджуючі камери 8
1.2 Інерційні пиловловлювачі 10
1.3 Циклони 13
1.3.1 Загальна характеристика конструкції циклонів 13
1.3.2 Циклони загального призначення 15
1.3.3 Прямоточні циклони 21
1.3.4 Групові і батарейні циклони. 23
1.4 Вихрові та динамічні пиловловлювачі. 29
1.5 Розрахунки конструкцій технічних засобів для очищення газових викидів сухими пиловловлювачами 31
2 Засоби сухого очищення газових викидів від пилу фільтруванням 38
2.1 Тканинні фільтри. 38
2.2 Волокнисті фільтри. 41
2.3 Зернисті фільтри 45
2.4 Фільтри для очищення радіоактивних викидів 47
2.5 Технологічні розрахунки фільтрів 49
3 Засоби мокрого очищення газових викидів від пилу 53
3.1 Класифікація обладнання для мокрого пиловловлювання 53
3.2 Порожнисті газопромивачі 54
3.3 Насадкові газопромивачі 56
3.4 Пінні пиловловлювачі 59
3.5 Ударно-інерційні газопромивачі 61
3.6 Газопромивачі відцентрової дії 64
3.7 Швидкісні газопромивачі 66
3.8 Технологічні розрахунки пінних пиловловлювачів. 68
4 Засоби для абсорбційного очищення газових викидів від газо- й пароподібних речовин 73
4.1 Класифікація технологічного обладнання для абсорбційного очищення газових викидів 73
4.2 Поверхневі насадкові абсорбери. 74
4.3 Барботажні абсорбери. 77
4.4 Розпилювальні абсорбери 83
4.5 Механічні розпилювальні газопромивачі 85
4.6 Технологічні розрахунки засобів для абсорбційного очищення газових викидів 86
4.6.1 Технологічні розрахунки розпилювальних пустотілих форсуночних абсорберів 86
4.6.2 Технологічні розрахунки насадкових адсорберів 91

5 Засоби для адсорбційного очищення газових викидів від газо- й пароподібних речовин 96
5.1 Класифікація технологічного обладнання для адсорбційного очищення газових викидів 96
5.2 Адсорбери з нерухомим шаром адсорбенту. 98
5.3 Адсорбери з рухомим шаром адсорбенту 101
5.4 Адсорбери з киплячим шаром адсорбенту 102
5.5 Адсорбери з віброкиплячим шаром адсорбенту 104
5.6 Технологічні розрахунки адсорбера періодичної дії з нерухомим шаром адсорбенту. 106
6 Засоби для каталітичного очищення газових викидів 110
6.1 Класифікація апаратів для каталітичного очищення газів. 110
6.2 Апарати з фільтруючим шаром 113
6.3 Термокаталітичні реактори з фільтруючим шаром 114
6.4 Апарати з киплячим шаром каталізатора. 118
6.5 Реактор з пилевидним каталізатором. 119
6.6 Розрахунок реакторів з фільтруючим шаром. 121
7 Засоби термічного знешкодження газових викидів 124
7.1 Класифікація пристроїв для термічного знешкодження газових викидів 124
7.2 Камерні печі 126
7.3 Регенеративні установки термічного знешкодження промислових газових викидів. 126
7.4 Комбіновані установки знешкодження газових викидів. 129
7.5 Факельні установки. 130
8 Засоби електричного та магнітного очищення газових викидів. 133
8.1 Класифікація технологічного обладнання для електричного очищення газових викидів 133
8.2 Конструктивні особливості електрофільтрів. 135
8.3 Технологічні розрахунки електрофільтрів. 141
8.4 Класифікація технологічного обладнання для магнітного очищення газових викидів. 145
8.5 Електромагнітні фільтри з осердям-насадкою. 147
8.6 Багатополюсні фільтри з відділеними електромагнітами 150
8.7 Фільтри з відділеними постійними магнітами 152
Література 157

ПЕРЕДМОВА

Цілеспрямовані антропогенні дії на природу зумовлюють не тільки позитивний вплив, але й призводять до негативних наслідків. Важливою характеристикою галузі промисловості та показником науково-технічного рівня й культури виробництва є ступінь екологічності роботи її підприємств. Антропогенна міграція хімічних елементів стала основним фактором зміни навколишнього середовища. Надходження хімічних елементів в навколишнє середовище більше ніж у 100 разів перевищує природний процес.

В зв'язку із збільшенням виробництва електроенергії, добування й переробки нафти, газу й вугілля, виробництва металів, цементу, добрив та інших продуктів хімічної промисловості дуже швидкими темпами забруднюється атмосфера. Щорічно в світі спалюється 7 млрд. т умовного палива. Промисловими, енергетичними та сільськогосподарськими комплексами щороку викидається понад мільярд тонн зважених і газоподібних домішок, що завдають екологічних збитків довкіллю та економічних втрат суспільству. За останні 100 років в атмосферу потрапило 1 млн. т кремнію; 1,5 млн. т миш'яку; 0,9 млн. т кобальту та багато інших шкідливих речовин. Зараз в атмосфері знаходиться майже 20 млн. т зважених частинок. При спалювані палива звільняється значна кількість теплоти, яка розсіюється в навколишньому середовищі і суттєво змінює температурний режим та динаміку процесів, що протікають в атмосфері. Значна забрудненість атмосфери призводить до збільшення захворювань людей та зниження біологічної активності флори й фауни.

Найефективнішим методом захисту повітряного басейну від забруднення шкідливими речовинами є впровадження перспективних безвідходних ресурсо- й енергозберігаючих технологічних процесів з замкнутими виробничими циклами. Такі технології дозволяють виключити або суттєво знизити викиди шкідливих речовин в атмосферу. Але це не завжди технологічно можливо й економічно доцільно. Тому для більшості підприємств очищення газів є одним із заходів захисту атмосферного повітря від забруднення.

Значна різноманітність джерел забруднювачів атмосферного повітря, що відрізняються за природою й концентрацією шкідливих речовин, температурою, тиском, періодичністю й часом викиду визначає вибір раціонального обладнання для очищення газових викидів. Залежно від типу забруднювачів та їх фізико-хімічних властивостей використовують різні методи осадження твердих частинок, абсорбційне та адсорбційне очищення газів від паро- й газоподібних забруднень, каталітичне, термічне, електричне та магнітне очищення газових викидів. Вирішення актуальної проблеми – зниження забруднення атмосферного повітря за рахунок підвищення ефективності очищення вентиляційних і технологічних газів перед викидом їх в

атмосферу – можливо через застосування нового технологічного обладнання, доцільність якого повинна бути економічно обґрунтована.

Проблема якісної підготовки фахівців з теплогазопостачання й вентиляції для спеціалізованих проектних, будівельно-монтажних й експлуатаційних організацій знаходиться в тісному взаємозв'язку з отриманням ними знань щодо вибору раціонального обладнання для очищення газових викидів. Вирішення цієї задачі вимагає відповідного методичного забезпечення навчального процесу, яке б дозволяло отримувати навички й уміння вирішувати складні інженерно-технічні задачі з захисту навколишнього середовища від негативних наслідків антропогенної дії на нього.

В навчальному посібнику наведено основні теоретичні положення очищення та знешкодження газових викидів. Наведено класифікацію та основні конструктивні особливості засобів для сухого й мокрого пиловловлювання, очищення газових викидів фільтруванням, засоби абсорбційного, адсорбційного й каталітичного очищення від паро- й газоподібних забруднень, засоби термічного знешкодження викидів. Викладено методики технологічних й конструктивних розрахунків найбільш розповсюджених технічних засобів для очищення газових викидів. При викладенні матеріалу навчального посібника використано результати наукових досліджень та практичний досвід проектування й експлуатації технологічного обладнання для захисту атмосферного повітря від забруднення.

Матеріал посібника враховує специфіку програм дисциплін, що викладаються при підготовці фахівців зі спеціальності “Теплогазопостачання й вентиляція” й призначений активізувати самостійну роботу студентів. В зв'язку з цим окремі теоретичні положення мають специфічну методику викладання, яка роз'яснює теорію та суть питань, що розглядаються.

Автор, професор Міжнародної Кадрової Академії та академік Академії будівництва України, лауреат першої міністерської премії “За досягнення в навчально-виховній та науково-педагогічній роботі”. Відмінник освіти України, наукові інтереси якого направлені на розробку енерго- й ресурсозберігаючих технологій, методології та технічних засобів з раціонального використання природного середовища. При написанні навчального посібника враховувався досвід підготовки інженерів-будівельників зі спеціальності “Теплогазопостачання й вентиляція” у Вінницькому національному технічному університеті та в інших провідних вищих навчальних закладах.

Автор щиро вдячний рецензентам за поради та зауваження, врахування яких сприяло покращенню змісту навчального посібника, а також співробітникам обчислювального центру Гвардіян С.І. та Грицун Л.В. за комп'ютерний набір та верстку.

1. ЗАСОБИ ОЧИЩЕННЯ ГАЗОВИХ ВИКИДІВ СУХИМИ ПИЛОВЛОВЛЮВАЧАМИ

Технологічні процеси очищення газових викидів сухими пиловловлювачами ґрунтуються на фізичних та хімічних властивостях забруднювачів та використанні основних фізичних закономірностей, внаслідок яких відбувається пиловловлювання. Удосконалення технологічних процесів та розробка нових мало- й безвідходних технологій, що дозволяють вловлювати й утилізувати газові відходи, базується на використанні одного або декількох механізмів осадження завислих в газах частинок. Основними механізмами осадження завислих частинок є дія сил гравітації, інерції, дифузії, відцентрових сил та за рахунок сил зчеплення.

Осадження під дією сил гравітації (седиментація) обумовлено вертикальним осіданням частинок внаслідок дії сили ваги при переміщенні їх через газоочисний апарат.

Осадження під дією відцентрової сили відбувається при криволінійному русі аеродинамічного потоку, коли виникають відцентрові сили, під дією яких частинки пилу відкидаються на поверхню апарата.

Інерційне осадження відбувається у випадку, коли маса частинки або швидкість руху настільки незначні, що вона вже не може рухатися разом з газом за лінію течії, що охоплює перешкоду. Намагаючись за інерцією продовжувати свій рух, частинки пилу стикаються з перешкодою і осаджуються на ній.

Дифузійне осадження відбувається внаслідок того, що дрібні частинки пилу зазнають безперервної взаємодії з частинками газів, які знаходяться в броунівському русі. В результаті цієї взаємодії відбувається осадження частинок на поверхні обтічних тіл або стінок пиловловлювача.

Осадження частинок за рахунок зчеплення спостерігається коли відстань від частинки, що рухається в газовому потоці, до обтічного тіла не перевищує її радіуса.

Крім основних механізмів осадження завислих частинок, в технологічних процесах очищення газових викидів враховують термофорез, дифузіофорез, фотофорез, вплив електричного й магнітного полів. В технологічному обладнанні для пиловловлювання в більшості випадків одночасно приймають участь в очищенні газового потоку декілька фізичних процесів. Але, часто, тільки один з них є домінуючим при осадженні частинок певного типу. При проектуванні технологічних процесів і конструюванні газоочисного обладнання необхідно, в першу чергу, визначити тип речовини, що видаляється з газового потоку, її об’єм та параметри. Основними параметрами є швидкість газового потоку, температура й склад газів, природа компонентів, що вилучаються з газових викидів, та необхідний ступінь очищення.

1.1 Пилоосаджувальні камери

Пилоосаджувальні камери застосовують для гравітаційного грубого очищення газових викидів від частинок пилу розміром 30...100 мкм.

Принцип роботи пилоосаджувальних камер ґрунтується на виведенні частинок пилу з газопилового потоку шляхом їх осадження під дією сили ваги. Їх застосовують для уловлення великих частинок сировинних матеріалів після обертових цементних печей, печей для обпалювання магнезиту і доломіту тощо.

Перевагою пилоосаджувальних камер є простота виготовлення. Матеріалом для їх виготовлення є цегла, збірний залізобетон, сталь та дерево для холодних газів. Перевагою також є незначний гідравлічний опір 50...100 Па.

Недоліком пилоосаджувальних камер є низька ефективність пилоуловлення (40...50%), особливо при вловлені дрібнодисперсного пилу (**d**<20 мкм), а також їх громіздкість.

Принципова конструктивна схема пилоосаджувальної камери наведена на рис. 1.1.

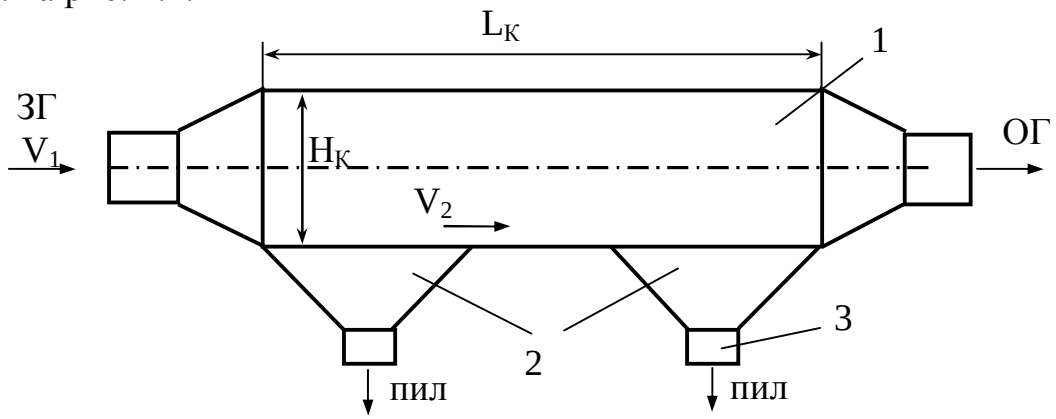


Рисунок 1.1 – Принципова конструктивна схема пилоосаджувальної камери:
1 – корпус; 2 – бункер; 3 – штуцер для видалення пилу

За конструкцією пилоосаджувальні камери бувають порожнисті, пустотілі (рис. 1.1), з горизонтальними полицями (рис. 1.2, а), з вертикальними перегородками (рис. 1.2, б,в), з ланцюговими чи дротяними завісами (рис. 1.2, г).

Продуктивність пилоосаджувальної камери визначається площею поперечного перерізу та швидкістю осідання пилу. Для того, щоб частинка пилу встигла осісти на дно камери, довжина останньої $\mathbf{L_К}$ повинна бути

$$\mathbf{L_К = H_К\ (\ w_Г / w_В\ )}, \qquad (1.1)$$

де $\mathbf{H_К}$ - висота камери, м;

$w_Г$ - швидкість руху газів в камері (звичайно 0,2...1,5 м/с);

$w_В$ - швидкість витання частинок заданого розміру, м/с.

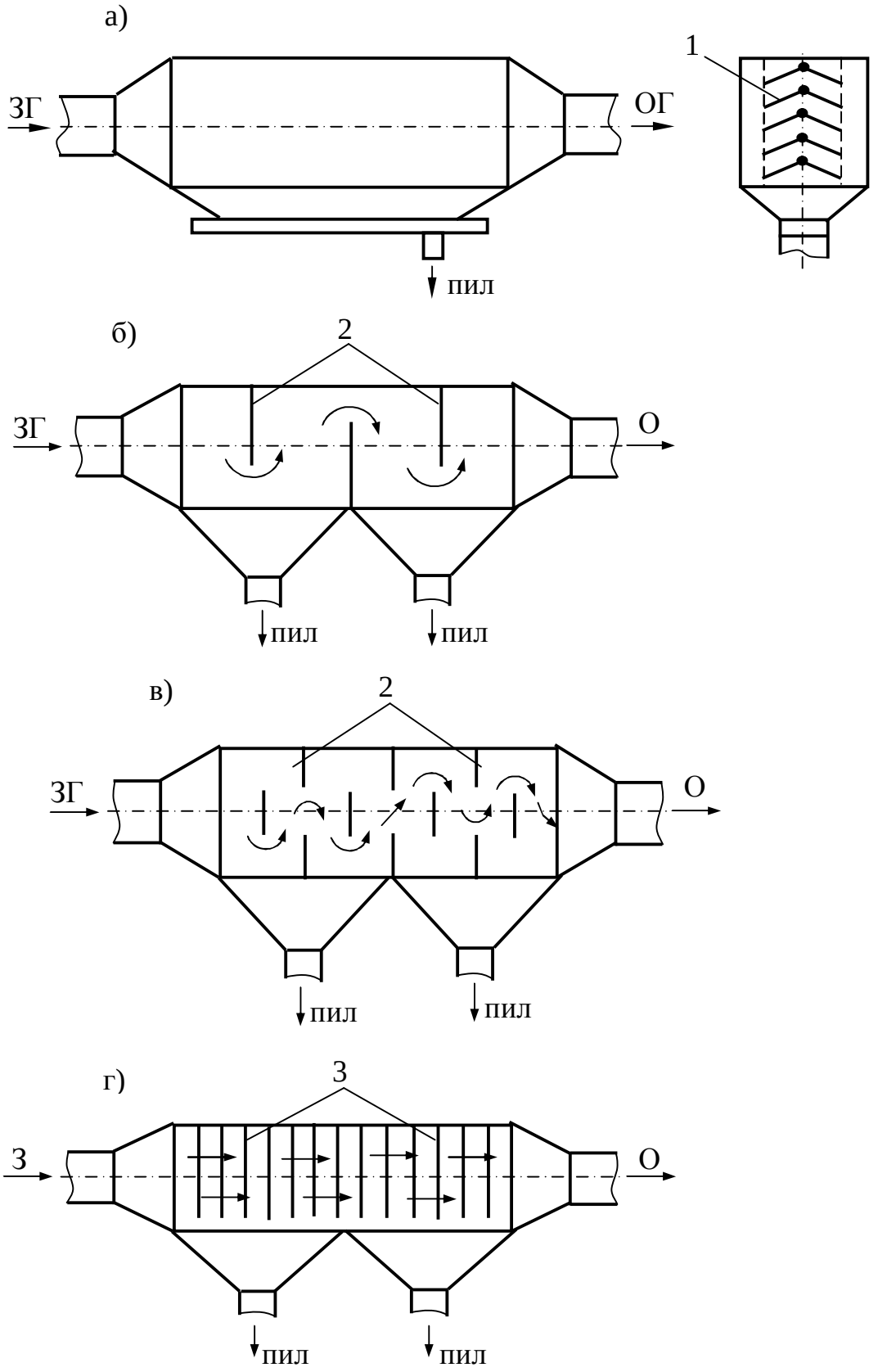


Рисунок 1.2 – Конструкції пилоосаджувальних камер:
1 – полиці; 2 – перегородки; 3 – ланцюгова або дротяна завіса

Мінімальний розмір частинок, які будуть повністю осаджені в камері, визначається за залежністю

$$\mathbf{d_r} = \frac{\mathbf{18\ Q_г \mu_г}}{\mathbf{g\ \rho_ч L_k B_k}}, \qquad (1.2)$$

де $\mathbf{Q_г}$ – витрати газу, м^3/с;

$m_г$ – динамічна в'язкість, Па·с;

g - прискорення вільного падіння, м^2/с;

$r_ч$ – густина частинок, кг/м^3;

$\mathbf{L_k}$ - довжина камери, м;

$\mathbf{B_k}$ - ширина камери, м.

Наявність ланцюгової чи дротяної завіси, вертикальних чи горизонтальних відхиляючих перегородок до гравітаційного ефекту додає ефект інерційного осадження при обтіканні газовим потоком різних перешкод. В результаті чого збільшується ефективність роботи пилоосаджувальних камер.

1.2 Інерційні пиловловлювачі

Інерційні пиловловлювачі застосовують для грубого очищення сухих газових викидів від частинок пилу розміром від 30 до 100 мкм.

Принцип дії інерційних апаратів ґрунтується на використанні інерційних сил та додаткового моменту руху вниз. Якщо в апараті за напрямком руху газу встановити перепону, то газовий потік огинає її, а тверді частинки за інерцією зберігають попередній напрямок руху. Наштовхуючись на перепону, вони втрачають швидкість і випадають з течії. Ефективність пиловловлення збільшується, якщо частинці надати додаткового моменту руху, вектор якого направлений донизу й співпадає з вектором гравітаційних сил.

Перевагою інерційних пиловловлювачів є невеликі габарити, що забезпечують швидкість руху газів 10...15 м/с. Достатньо високий гідравлічний опір 200...300 Па забезпечує ступінь уловлення до 65-80% частинок розмірами менше 25...30 мкм.

За конструкцією найпростіші інерційні пиловловлювачі бувають (рис. 1.3) з вертикальною перегородкою (а), з центральною трубою (б), з боковим штуцером (в) та з горизонтальними елементами (г).

Жалюзійні пиловловлювачі використовуються для розділення газового потоку на очищений та збагачений пилом газ. В жалюзійних пиловловлювачах пил виділяється з газового потоку під дією інерційних сил при зміні напрямку руху газового потоку за допомогою жалюзійних пластин або кілець. Швидкість руху газів досягає 10...15 м/с. Конструктивна схема жалюзійного пиловловлювача з пластинами наведена на рис. 1.4.

Жалюзійний пиловловлювач ділить газовий потік на дві частини. Основний потік $\mathbf{Q_1}$ в значній мірі очищений від пилу

$$Q_1 = (0{,}8...0{,}9)\ Q\ , \qquad (1.3)$$

де **Q –** сумарний газовий потік, що очищується.

А другий потік, насичений пилом, йде на подальше очищення в циклон

$$Q_2 = (0{,}1...0{,}2)\ Q\ . \qquad (1.4)$$

Ефективність очищення становить 80% та більше для частинок розміром 20 мкм.

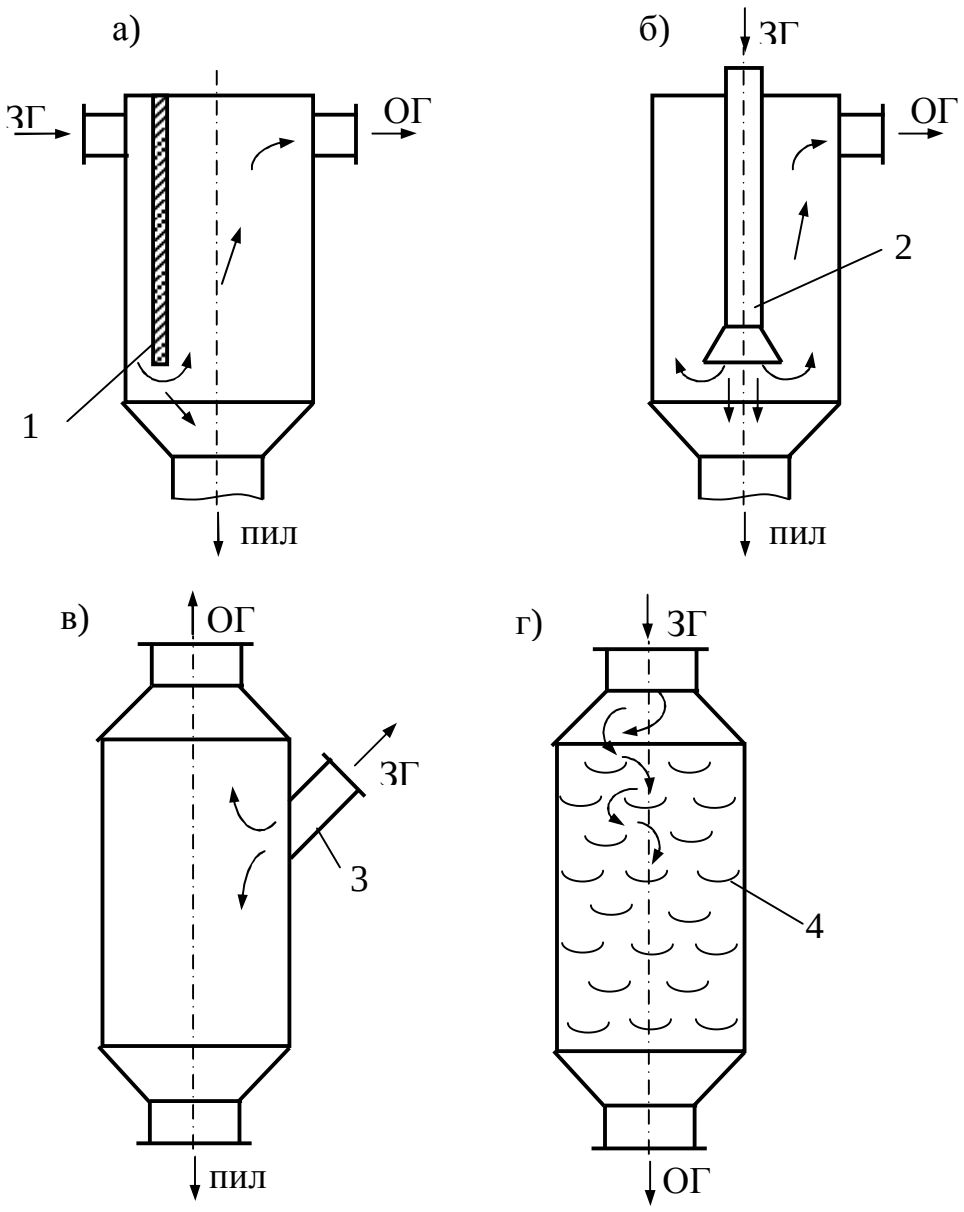


Рисунок 1.3 – Конструкції інерційних пиловловлювачів:
1 – перегородка; 2 – центральна труба; 3 – боковий штуцер;
4 – горизонтальні елементи

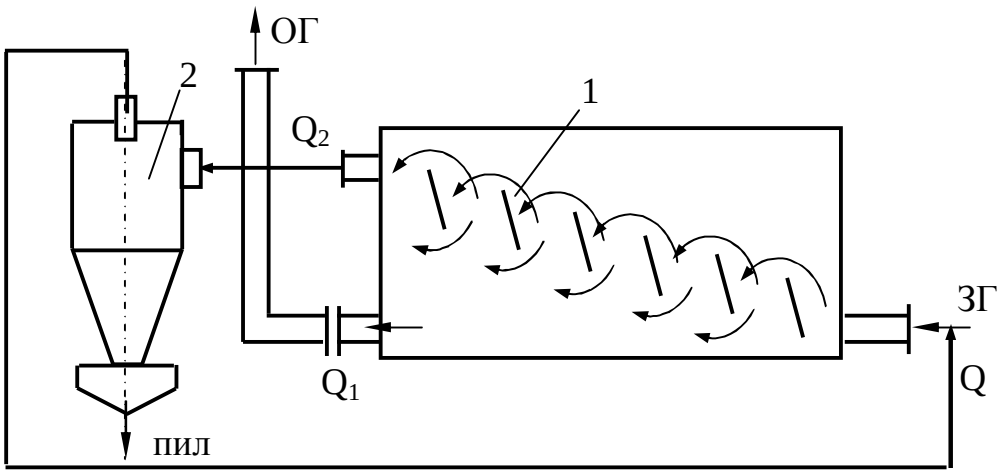


Рисунок 1.4 – Конструктивна схема жалюзійного пиловловлювача з пластинами: 1 – жалюзійні пластини; 2 – циклон

Для зміни напрямку руху газового потоку замість пластин використовуються також кільця (рис. 1.5). Апарати виконуються у вигляді конусів, що складені з окремих кілець, які знаходяться на певній відстані одне від одного. Висота конусного кільця 10...20 мм, а відстань між елементами 2...20 мм.

Випускають інерційні пиловловлювачі ІП-100, ІП-150, ІП-173, ІП-200, ІП-300, ІП-350. Цифра позначає діаметр вхідного отвору.

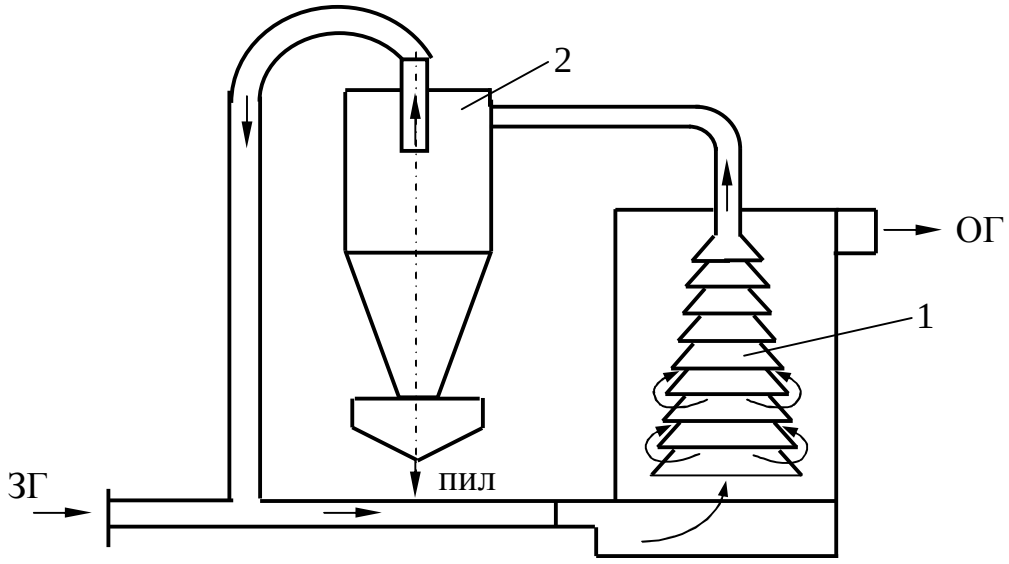


Рисунок 1.5 – Конструктивна схема жалюзійного пиловловлювача з кільцями: 1 – кільця, 2 - циклон

Для очищення значних об’ємів газів з окремих апаратів складають батарейні інерційні пиловловлювачі (БІП).

В жалюзійних пиловловлювачах гідравлічний опір 400...500 Па при концентрації пилу 2 г/см^3.

Характеристика фракційного ступеня очищення газів від пилу з концентрацією 2 г/см^3 в жалюзійних пиловловлювачах наведена в табл. 1.1.

Таблиця 1.1 – Залежність ступеня уловлення від діаметра частинок пилу

Діаметр частинок, мкм	5	10	15	20	25	30	40	50	60
Ступінь уловлення, %	25	47	63	75	86	91	95	96	98

Позитивними якостями жалюзійних пиловловлювачів є малий гідравлічний опір та порівняно невеликі розміри. Недоліком є швидкий знос пластин чи кілець особливо при високій концентрації фракцій пилу із значним діаметром частинок.

1.3 Циклони

1.3.1 Загальна характеристика конструкцій циклонів

Серед засобів сухого інерційного очищення газових викидів від пилу найбільш поширені циклони, які застосовуються для виділення з газового потоку частинок порівняно великого розміру. Залежно від якостей пилу і його дисперсного складу та вимог до очищення газу циклони застосовуються як апарати першого ступеня очищення або в сполучені з іншими пиловловлювачами. Вони ефективно вловлюють з газу частинки пилу діаметром 5 мкм і більші. Допустима початкова концентрація пилу в пилогазовому потоці, що очищується в циклонах, залежить від якостей забруднених газів, конструкції й розмірів циклона. В середньому вона не повинна перевищувати $400 \cdot 10^{-6}$ кг/м^3.

Перевагою циклонів є:

- відсутність рухомих частин в апараті;
- надійне функціонування при температурах газів майже до 500°С;
- можливість вловлювання абразивних матеріалів при захисті спеціальним покриттям внутрішньої поверхні;
- простота виготовлення конструкції;
- незалежність роботи апарата від тиску газу;
- незалежність фракційної ефективності очищення від зростання запиленості газів;
- висока продуктивність при порівняно низькій вартості.

Недоліком є те, що значний гідравлічний опір 1250...1500 Па високоефективних циклонів призводить до поганого вловлення частинок розміром менше 5 мкм.

Класифікація циклонів за конструктивними ознаками наведена на рис. 1.6.

В різних галузях промисловості залежно від умов виробництва та вимог очищення використовують типи циклонів: ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У (“вкорочений”), ЦН-24 конструкції НДІОгазу. Цифра означає кут

розгортки між тангенціально приєднаним вхідним патрубком та циліндричною частиною циклона. При небезпеці налипання шару пилу в корпусі та значній абразивності пилу використовуються спірально-конічні циклони СК-ЦН-34, спірально довгоконічні циклони СДК-ЦН-33. Цифри 34 та 33 характеризують відношення діаметрів вихлопної труби до циліндричної частини корпуса. Використовуються циклони конструкцій ВЦНИИОТ, СИОТ, ЦКТИ, Гипродревпрома (УЦ-38).

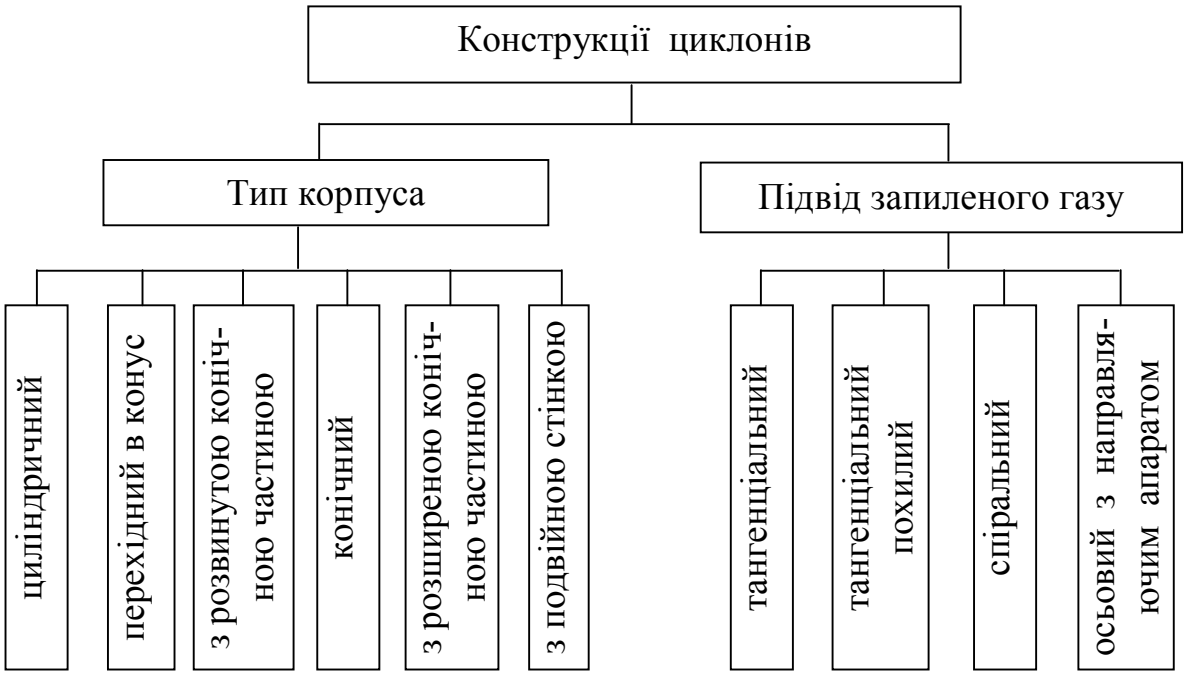


Рисунок 1.6 – Класифікація циклонів

Технічні характеристики сучасних закордонних та найбільш поширених на Україні засобів інерційного очищення газів від пилу наведені в табл. 1.2 та табл. 1.3.

Таблиця 1.2 – Технічні характеристики закордонних пиловловл**ювачів**

Тип пиловловлювача	Продуктивність, $м^3$/год	Гідравлічний опір, Па	Ефективність очищення, %
ДІ-ДІУ Польща	800...10 000	1350	92
TGL Німеччина	800...5 760	1200	90
SGA Чехія	800...10 000	1650	91
SHA Англія	800...10 000	1730	91
TOSHIBA Японія	800...10 000	850	94

Таблиця 1.3 – Технічні характеристики поширених на Україні циклонів

Тип циклона	Продуктивність, $м^3$/год	Коефіцієнт гідравлічного опору	Ефективність очищення, %	Ступінь виносу пилу, %
1	2	3	4	5
ЦН-11	600...45 000	6,1	74	1,00

Продовження таблиці 1.3

1	2	3	4	5
ЦН-15	700...50 000	7,6	72	1,05
ЦН-15У	650...45 000	8,2	67	1,26
ЦН-24	1500...10 000	10,9	65	1,35
СИОТ	1500...10 000	6,0	73	1,05
ЛИОТ	1500...12 000	4,2	68	1,23
ВЦНИИОТ	130...7000	9,3	73	1,05
УЦ-38	2 200...14 400	10,2	98	0,78
“Матрешка”	200...8000	7,1	58	1,62

1.3.2 Циклони загального призначення

Значне застосування для очищення промислових газових викидів отримали циклони конструкції НДІОгазу ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24. Цифри 11, 15, 24 відповідають куту розгортки тангенціального приєднання вхідного патрубка до циліндричної частини циклона. Індекс “У” в назві циклона ЦН-15У позначає “вкорочений”. Такі циклони використовуються в місцях, де установлення циклона лімітовано висотою.

Конструктивні схеми та типові розміри циліндричних й конічних циклонів НДІОгазу наведені на рис. 1.7.

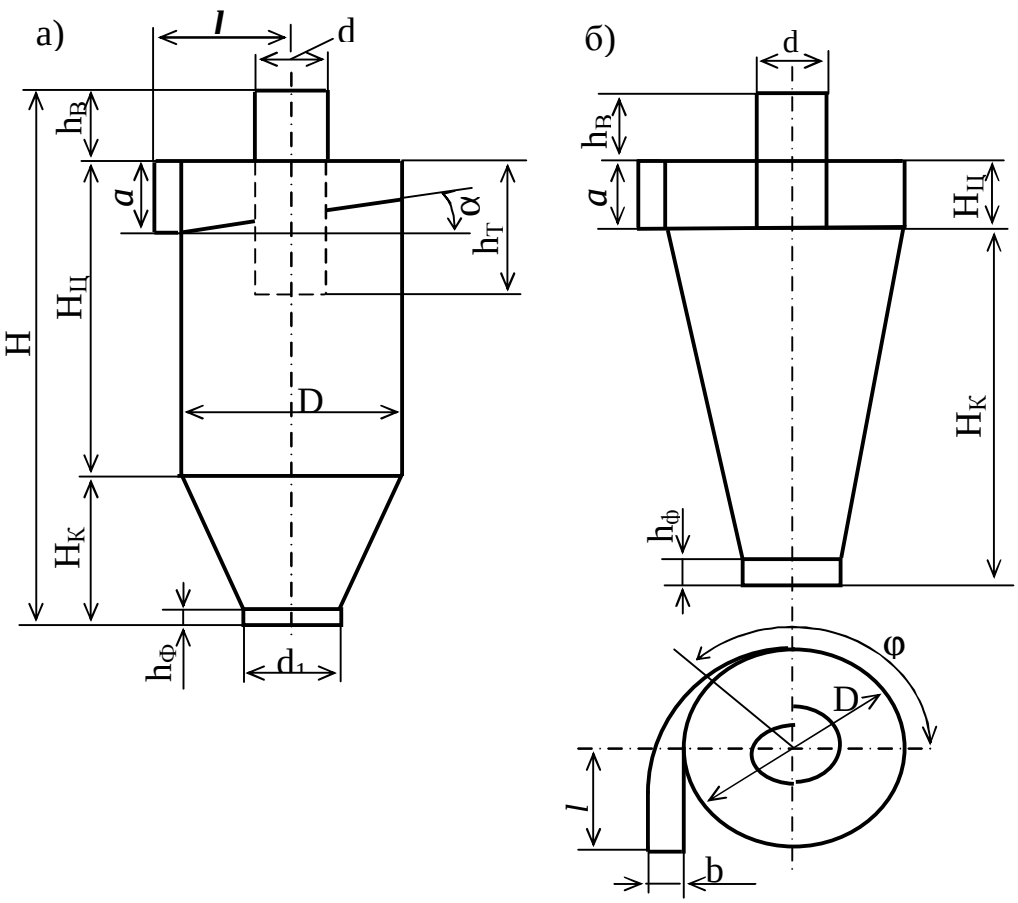


Рисунок 1.7 – Конструктивні схеми циліндричних (а) та конічних (б) циклонів НДІОгазу

Для циклонів конструкції НДІОгазу прийнято ряд внутрішніх діаметрів **D**, мм: 200, 300, 400, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1200, 1400, 1600, 1800, 2000, 2400 і 3000.

Конструктивні розміри циліндричних та конічних циклонів беруться в частинах від внутрішнього діаметра **D** (табл. 1.4). Для циліндричних циклонів ці співвідношення такі:

загальна висота циклона **H = (3,31...4,56) D;**

висота циліндричної частини $\mathbf{H_Ц}$ **= (1,51...2,26) D**;

висота конічної частини $\mathbf{H_К}$ **= (1,5...2,0) D**;

діаметр вихлопної труби **d = (0,22...0,34) D**;

діаметр пиловипускного отвору $\mathbf{d_1}$ **= (0,3...0,4) D**.

Таблиця 1.4 – Відносні розміри циклонів типу ЦН як частка діаметра корпуса

Тип циклона	а, град	***a***	$\mathbf{h_Т}$	$\mathbf{H_Ц}$	$\mathbf{H_К}$	$\mathbf{h_В}$	**H**
ЦН-11	11	0,48	1,56	2,06	2,00	0,3	3,38
ЦН-15	15	0,66	1,74	2,26	2,00	0,3	4,56
ЦН-15У	15	0,66	1,50	1,51	1,50	0,3	3,31
ЦН-24	24	1,11	2,11	2,21	1,75	0,4	4,26

Конструктивні розміри циклонів ЦН-11 та ЦН-15 наведені в табл.1.5.

Таблиця 1.5 – Основні розміри циклонів ЦН-11 та ЦН-15, мм

Діаметр циклона, **D**	***d***	***a***	***b***	$\boldsymbol{d_1}$	$\mathbf{h_Т}$	$\mathbf{H_Ц}$	$\mathbf{H_К}$	**H**	***l***	Маса, кг
Циклон типу ЦН-11										
400	240	192	104	120	624	832	800	1862	240	66
500	300	240	130	150	780	1040	1000	2300	300	88
600	378	302	164	190	982	1310	1260	2870	378	248
800	480	384	208	240	1248	1665	1600	3615	480	391
Циклон типу ЦН-15										
300	172	206	86	105	522	678	600	1368	180	208
400	230	274	114	140	696	904	800	1824	240	270
500	290	340	140	175	870	1130	1000	2280	300	385
600	350	406	166	210	1044	1356	1200	2736	360	515
700	410	472	192	245	1218	1582	1400	3192	420	660
800	470	538	218	280	1392	1808	1600	3648	480	875
900	540	604	244	315	1566	2034	1800	4104	540	995
1000	590	670	270	350	1740	2260	2000	4560	600	1185
1200	710	802	322	420	2088	2712	2400	5472	720	1890
1400	830	934	374	490	2436	3164	2800	6384	840	2155

Циклони типу ЦН рекомендується використовувати за умов налипання шару пилу в корпусі, а також при підвищеній абразивності пилу. Циклон типу ЦН-24 використовують для грубого очищення газів з розмірами частинок більше 20 мкм. Для тонкого очищення газів від частинок діаметром 5...10 мкм ефективним є використання циклонів типу ЦН-11.

Для очищення газів від вугільного пилу, золи та злиплого пилу використовуються спірально-конічні циклони СДК-ЦН-34 та спірально-довгоконічні циклони типу СДК-ЦН-33. Ці циклони мають подовжену конічну частину та малий діаметр вхідного патрубка. Цифри “33” та “34” позначають відношення діаметрів вихлопної труби до циліндричної частини корпусу (0,33 й 0,34, відповідно). Спірально-конічні циклони порівняно з циклонами типу ЦН при однаковій продуктивності мають дещо більші розміри та підвищений гідравлічний опір, але характеризуються більшою ефективністю очищення.

Конструктивні розміри спірально-конічних циклонів наведені в табл. 1.6 і характеризують: **d** - діаметр вихлопної труби, $\mathbf{d_1}$ - найменший діаметр конічної частини, ***a*** - діаметр вхідного патрубка, **b** - довжина вхідного патрубка, $\mathbf{h_1}$ та $\mathbf{h_2}$ – відповідно, довжина вихлопної труби в корпусі циклона і зовні корпуса; $\mathbf{H_1}$ та $\mathbf{H_2}$ – відповідно, висота циліндричної і конічної частини корпуса циклона:

Таблиця 1.6 – Відносні розміри циклонів типу СК-ЦН як частки діаметра корпуса

Тип циклона	**d**	$\mathbf{d_1}$	***a***	**b**	$\mathbf{h_1}$	$\mathbf{h_2}$	$\mathbf{H_1}$	$\mathbf{H_2}$
СК-ЦН-34	0,34	0,23	0,25	0,214	0,515			2,11
СК-ЦН-34М	0,22	0,18	0,40	0,18	0,40	0,30	0,40	2,60
СК-ЦН-40	0,40	0,20	0,38	0,15	0,40	0,30	0,535	3,00
СДК-ЦН-33	0,33		0,535	0,264	0,535	0,25	1,20	2,2

Фракційна ефективність очищення промислових газів від пилу циклонами конструкції НДІОгазу наведена в табл. 1.7.

Таблиця 1.7 – Фракційна ефективність очищення промислових газів від пилу циклонами конструкції НДІОгазу

Тип циклона	Ступінь очищення, % при діаметрі частинок, мкм					
	2	5	10	20	50	100
СК-ЦН-34	70	92	98	99,8	99,9	99,9
СДК-ЦН-33	65	90	96	99,4	99,9	99,9
ЦН-11	-	75	92	98,8	99,8	99,9
ЦН-15	-	60	87	96,0	99,7	99,9
ЦН-15У	-	58	85	95,0	99,5	99,9
ЦН-24	-	52	80	92,0	99,4	99,9

Для очищення промислових газових викидів використовують циклони з розширеним конусом конструкції ВЦНИИОТ. Перевагою цих циклонів є відсутність підсмоктування повітря в бункер за рахунок перекриття центральної зони розрідження внутрішнім зворотним конусом. Вони надійно працюють при очищенні газів із злиплим пилом, стійкі до зносу абразивними частинками. Швидкість забрудненого газу на вхідному патрубку становить 14...16 м/с. Втрата тиску в циклоні досягає 1250...1650 Па. Конструктивні й технічні характеристики цих циклонів наведені в табл. 1.8.

Таблиця 1.8 – Конструктивні та технічні характеристики циклонів ВЦНИИОТ

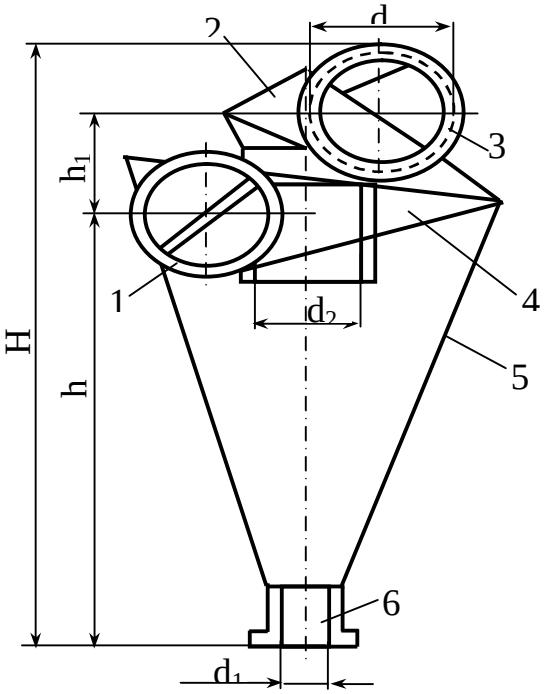
№ циклона	Пропускна спроможність, $м^3$/год, при швидкості повітря на вхідному патрубку, м/с			Внутрішній діаметр, мм		Габарити, мм		Маса, кг
				циліндричної частини	конічної частини	висота	ширина	
	14	15	16					
1	130	140	150	100	165	1020	250	20,6
2	290	302	314	150	247	1280	375	35,4
3	525	563	600	200	330	1540	500	54,2
4	880	900	920	250	412	1800	625	73
5	1170	1250	1330	300	495	2060	750	97
6	1790	1395	2000	370	610	2424	925	136
7	2620	2810	3000	455	750	2866	1137	192
8	3500	3750	4000	525	866	3230	1312	244,8
9	4375	4687	5000	585	965	3542	1462	296
10	5250	5625	6000	645	1064	3854	1612	352
11	6130	6565	700	695	1146	4114	1737	401,6

Циклони конструкції СИОТ не мають циліндричної частини, а вхідний патрубок виконано у вигляді штуцера трикутної форми (рис. 1.8). Циклони надійно працюють при очищенні пилогазової суміші від сухого незліплого та не волокнистого пилу. За ефективністю очищення вони наближаються до циклонів ЦН-11 та ЦН-15, але при однакових з ними продуктивності й гідравлічному опорі передбачають для розміщення в 2...2,5 рази більшої площі.

Перевагою циклонів конструкції СИОТ є їх менша на 30% висота порівняно з циклонами ЦН-11 та ЦН-15. Коефіцієнт опору, що віднесений до швидкості газів на вхідному штуцері, дорівнює 4,2. Максимальний тиск в циклоні до 5 кПа. Основні технічні й конструктивні характеристики циклонів наведені в табл. 1.9.

Циклони конструкції Гипродревпрому призначені для вловлення відходів деревообробної промисловості. Вони виконуються двох модифікацій: типа Ц й типа УЦ-38 (рис.1.9 та 1.10). Циклони характеризуються

подовженим конусом та сепаратором, що встановлений всередині циклона на центральній трубі. Циклони можуть виготовлятися для встановлення на всмоктувальній або нагнітальній стороні вентилятора.



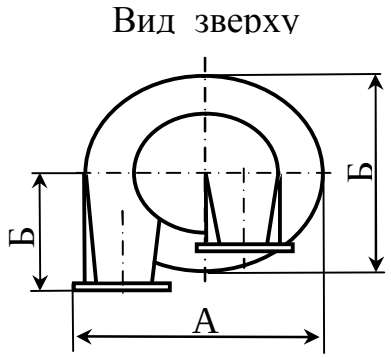
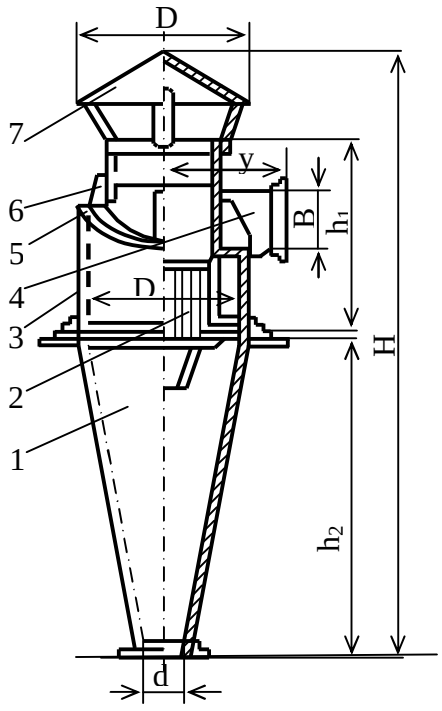


Рисунок 1.8 – Циклони конструкції СИОТ:
1 – вхідний патрубок забруднених газів; 2 – розкручувач; 3 – патрубок для відведення очищених газів; 4 – кришка; 5 – корпус у вигляді конуса; 6 – патрубок для видалення пилу



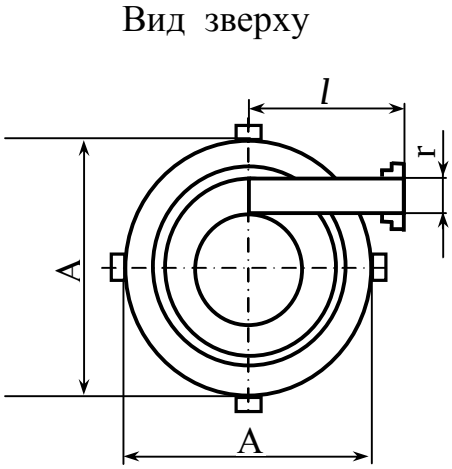


Рисунок 1.9 – Циклон Гипродревпрому типу Ц**:** 1 – конус; 2 – сепаратор; 3 – корпус; 4 – вхідний патрубок; 5 – кришка; 6 – косинка; 7 – зонт

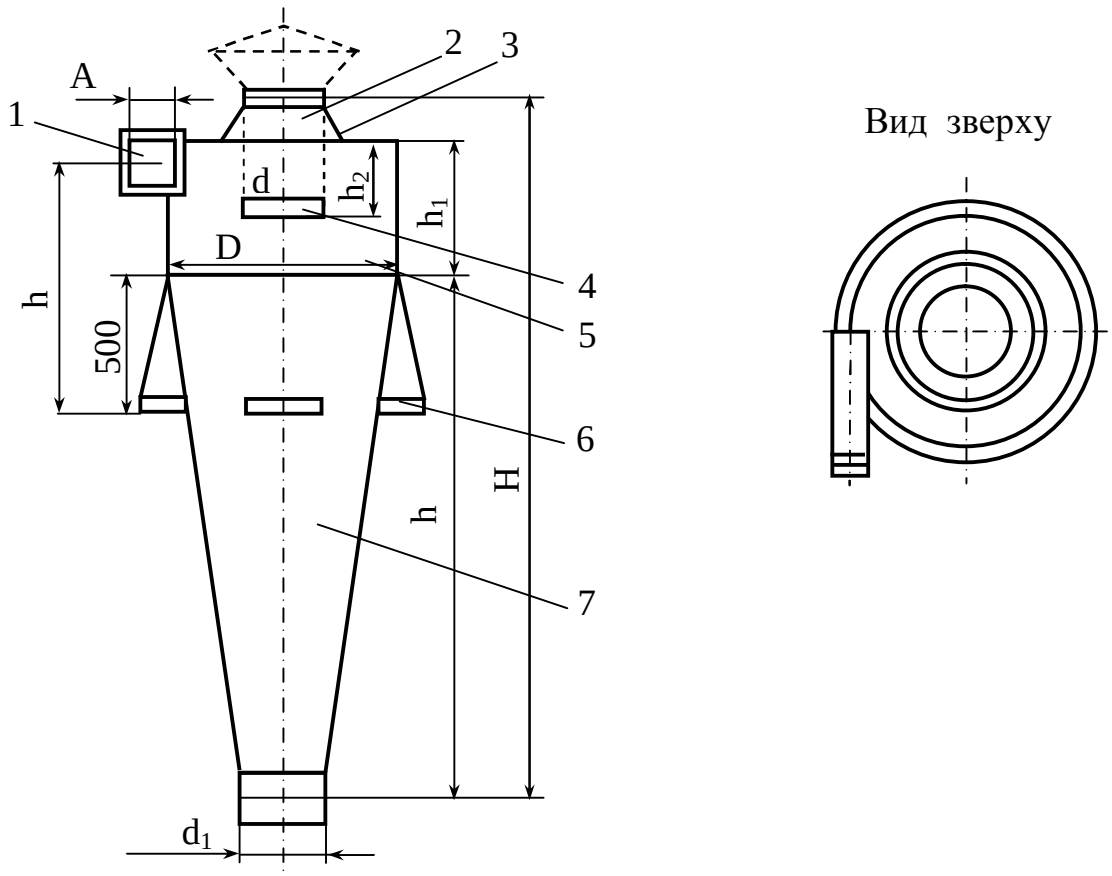


Рисунок 1.10 – Циклон Гипродревпрому типу УЦ-38:
1 – патрубок подачі забрудненого газу; 2 – патрубок для видалення очищеного газу; 3 – кришка; 4 – центральна труба;
5 – циліндр; 6 – опора; 7 – конус.

Конструктивні й технічні характеристики циклонів типів Ц й УЦ-38 наведені в табл. 1.10 та 1.11. Коефіцієнт очищення досягає 98%. Коефіцієнт гідравлічного опору, що віднесений до швидкості газів на вхідному патрубку, в циклонах типу Ц складає 5.40, а для типу УЦ-38 складає 7D (D - діаметр циклона). Швидкість газів на вхідному патрубку для циклонів типу Ц досягає 20 м/с, а для циклонів УЦ-38 – 12...16 м/с.

Таблиця 1.10 – Конструктивні й технічні характеристики циклонів Гипродревпрому типу Ц

Марка циклона (діаметр, мм)	Продуктивність, Тис. $м^3$/год	Розміри, мм								Маса кг
		D_1	**d**	**H**	**H_1**	**H_2**	**A**	**B**	**r**	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Ц-250	0,5...0,7	150	100	1150	245	600	340	130	65	18,2
Ц-300	0,7...1	185	110	1380	525	700	390	165	75	26,3

Продовження табл. 1.10

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Ц-375	1...1,5	225	135	1720	635	900	470	185	95	36
Ц-450	1,5...2,2	270	160	2035	765	1050	550	225	115	53,8
Ц-550	2,2...3,2	330	200	2505	935	1300	650	270	140	71
Ц-600	2,6...3,25	355	220	2755	1020	1440	730	300	150	80
Ц-675	3,2...4,5	400	250	3053	1130	1600	810	325	170	103,4
Ц-730	3,85...4,8	440	270	3345	1240	1750	865	365	185	106,5
Ц-800	4,5...6,6	480	300	3650	1360	1900	970	400	200	165,6
Ц-870	5,45...6,85	520	320	3980	1480	2080	1040	435	220	184,5
Ц-950	6,6...9,5	575	350	4335	1625	2250	1080	490	235	207,5
Ц-1050	7,95...9,95	630	390	4815	1785	2520	1283	525	260	247
Ц-1150	9,5...14	690	420	5255	1950	2750	1300	560	275	322,5
Ц-1325	11...13	740	460	5635	2100	2960	1406	617	310	333
Ц-1320	12,55...13,7	790	490	6045	2240	3170	1508	660	330	462,5
Ц-1400	14...20	840	500	6395	2370	3350	1550	700	355	460
Ц-1500	15...23	900	550	6865	2540	3600	1650	750	370	516
Ц-1600	18,4...23	960	590	7335	2750	3840	1740	800	400	573

Таблиця 1.11 - Конструктивні й технічні характеристики циклонів Гипродревпрому типу УЦ-38

№ цик-лона	Діаметр циклона D, мм	Продук-тивність, тис. м^3/год	Розміри, мм								Маса, кг
			d	**d_1**	**A**	**H**	**H_1**	**h**	**h_1**	**h_2**	
9	900	2200…2900	340	190	229	3400	2500	1090	700	450	163
10	1000	2700…3600	380	210	254	3800	2800	1175	800	500	202
11	1100	3260…4350	420	230	279	4220	3100	1260	900	550	245
12	1200	3880…5200	560	250	304	4550	3350	1300	950	600	280
13	1300	4580…6100	490	270	329	4980	3650	1390	1050	650	331
14	1400	5300…7000	530	290	354	5300	3900	1425	1100	700	380
15	1500	6050…8050	570	310	379	5720	4200	1510	1200	750	441
16	1600	6900…9200	610	330	404	6150	4500	1600	1300	800	496
18	1800	8700-11600	680	370	454	6800	5050	1725	1450	900	624
20	2000	10800-14400	760	420	504	7600	5600	1850	1600	1000	745

1.3.3 Прямоточні циклони

Особливістю цих циклонів є прямоточний, тобто без зміни напряму, рух газового потоку. Вхід та вихід газів в таких апаратах відбувається з протилежних кінців. Перевагою прямоточних циклонів є малий гідравлічний опір та можливість виконувати футеровку зсередини діабазом або камінним матеріалом, що підвищує їх захист стиранню абразивами. Недолі-

ком є мала ефективність очищення. Тому їх використовують як перший ступінь для грубого очищення газів від великих частинок пилу.

Закручування газу в прямоточних циклонах відбувається як за рахунок тангенціального вводу запиленого газу, так і за рахунок встановлення направляючих апаратів у вигляді розеток. Найбільша ефективність роботи прямоточних циклонів при очищені газів з велико дисперсним пилом та може бути збільшена шляхом підбору оптимального відношення розмірів окремих вузлів та деталей. Якщо вміст мілко дисперсної фази в газовому потоці незначний, то прямоточні циклони можливо використовувати в якості самостійних пиловловлювачів.

Швидкість газового потоку в апараті 5...6 м/с.

Прямоточний циклон конструкції ЦКТИ наведено на рис. 1.11.

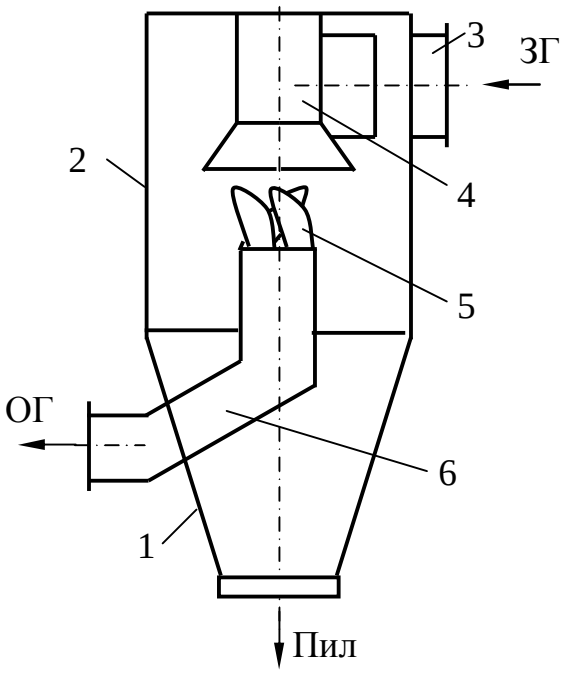


Рисунок 1.11 – Конструктивна схема прямоточного циклона типу ЦКТИ: 1 – конусна частина; 2 – циліндрична частина; 3 – тангенціальний штуцер; 4 – вставка, навколо якої газ виконує обертання; 5 – розкручувач очищеного газу; 6 – газохід очищеного газу

Попереднє очищення газів в прямоточному циклоні конструкції ЦКТИ відбувається таким чином. Запилений газ підводиться в циліндричну частину корпусу апарата 2 тангенціальним штуцером 3. Завдяки тангенціальному штуцеру газ отримує обертовий рух навколо вставки 4. Видалені з пилогазового потоку частинки збираються в конусній частині апарата 1 звідки вони видаляються зовні. Очищений газ проходить розкручувач 5 і виводиться із апарата газоходом 6.

Конструктивна схема прямоточного циклона типа НВГК з тангенціальним патрубком для підведення забрудненого газу та з конусним корпусом ($a = 20°$) наведена на рис. 1.12. Отримані відношення геометричних розмі-

рів апарата такі: діаметри вихлопної труби $\mathbf{D_{вих} = 1{,}3d}$ (**d** – діаметр тангенціального патрубка), а відношення висот $\mathbf{h/H_к = 0{,}7}$. Ефективність очищення при двох послідовно розміщених циклонах становить: після першого ступеня очищення від частинок діаметром 60 мкм – 95%, а після другого ступеня – від частинок діаметром 20 мкм – 98%.

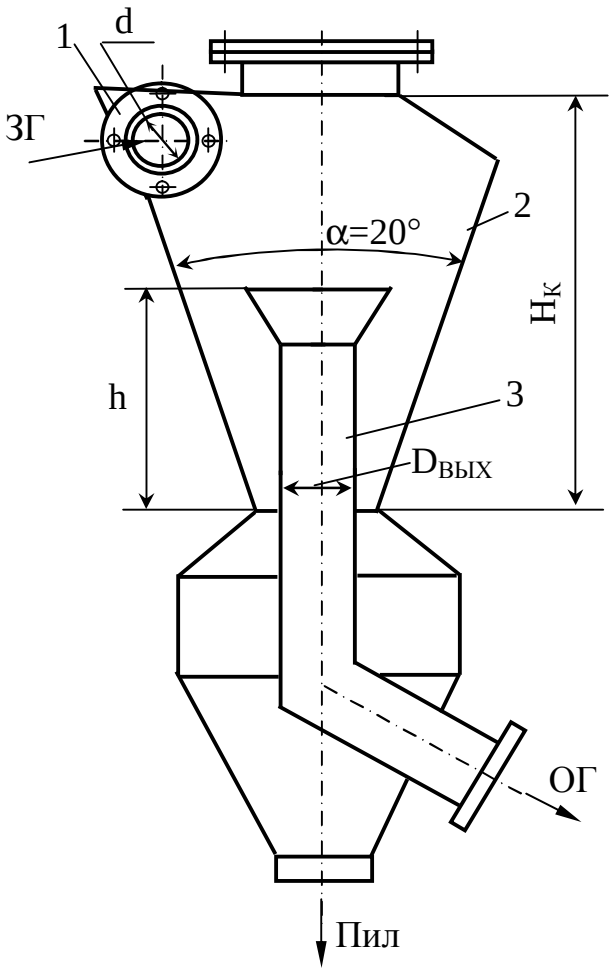


Рисунок 1.12 – Конструктивна схема прямоточного циклона типу НВГК: 1 – тангенціальний патрубок; 2 – конусний корпус; 3 – вихлопна труба очищеного газу

1.3.4 Групові й батарейні циклони

Збільшення діаметра циклона при постійній тангенціальній швидкості газу, що надходить, є причиною зменшення відцентрової сили та зниження ефективності очищення. Одиничні циклони навіть великих розмірів мають порівняно невисоку продуктивність та є труднощі при їх установлюванні.

Групові установки з декількох циклонів створюють при очищенні промислових газів, об’єми яких десятки та тисячі кубометрів на годину. Такі установки мають спільний колектор для подачі запиленого й відводу очищеного газу, а також один бункер для збирання пилу. Розміщують гру-

пові циклони дворядним способом по 2...8 шт або навколо вертикального вхідного патрубка по колу по 10...14 шт.

Розміщення групових циклонів дворядним способом подано на рис. 1.13.

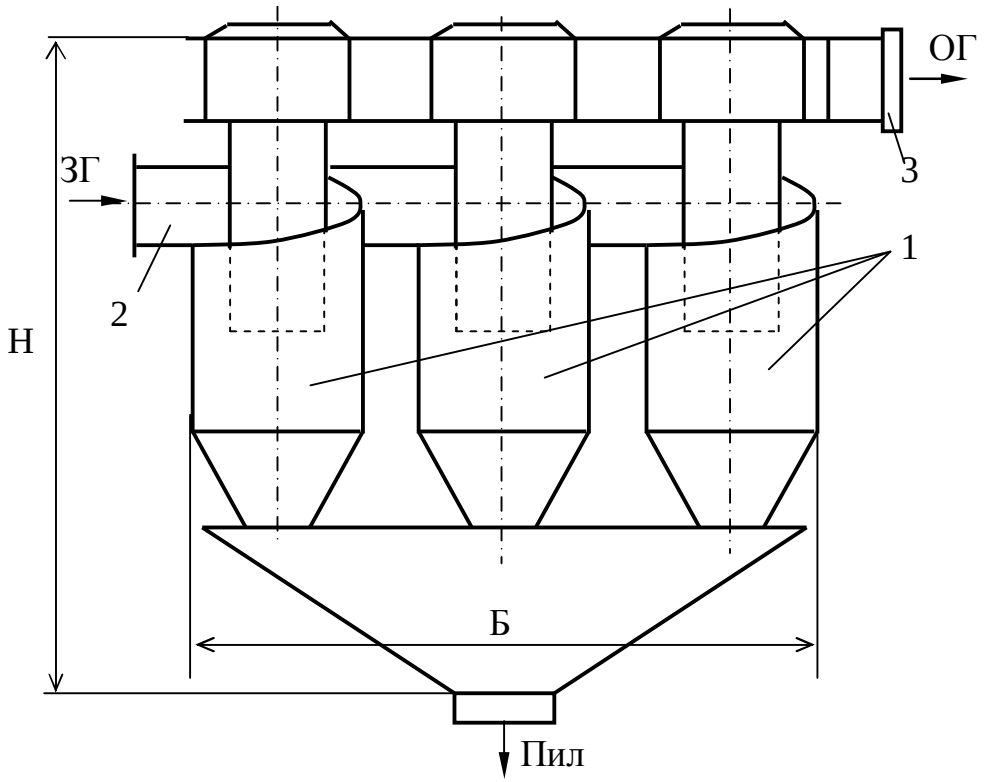


Рисунок 1.13 – Конструктивна схема групових циклонів, які розміщені дворядним способом: 1- окремі циклони, 2 – колектор подачі запиленого газу з равликами на кожному циклоні, 3 – колектор, що відводить очищений газ

Групові циклони конструкції ЦН-11 мають діаметри **D**, мм: 400, 500, 600, 800, а висота відповідно 2320, 2900, 3654, 4640. Продуктивність 5000...40 000 м^3/год.

Розміщення групових циклонів по колу подано на рис. 1.14.

Необхідне число циклонів в групі

$$\mathbf{n} = \frac{\mathbf{Q}}{\mathbf{g}}, \qquad (1.5)$$

де **Q** - об’ємні витрати очищувального газу, м^3/с;

g - витрати через один елемент:

$$\mathbf{g = 0{,}785\ V_Г\ D^2;} \qquad (1.6)$$

$\mathbf{V_Г}$ **–** швидкість газу, м/с.

Продуктивність та габаритні розміри установки групових циклонів конструкції НДІОгазу наведені в табл. 1.12.

Ступінь очищення в групових циклонах нижчий, ніж в одиничному циклоні. Це обумовлено тим, що в одиничному циклоні вихровий потік, що рухається по спіралі вниз, після того як дійде до дна пилозбірного бункера, зберігаючи обертовий рух, різко змінює напрям свого руху до центральної вихлопної труби. В групових циклонах внаслідок порушення герметичності загального бункера змінюється гідравлічний режим, що є причиною зменшення ступеня очищення запилених газів.

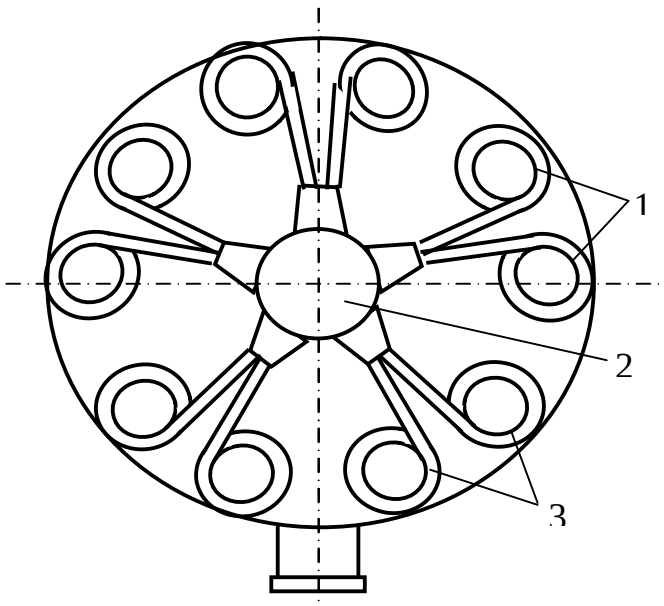


Рисунок 1.14 – Конструктивна схема групових циклонів, які розміщені по колу: 1- окремі циклони; 2 – колектор; 3 – равлики, що з'єднані з окремими циклонами

Таблиця 1.12 – Технічні характеристики групових циклонів типу ЦН-15

Число циклонів в групі	Розміщення циклонів	Діаметр, мм		
		400	600	800
		Продуктивність, $м^3$/год		
1	Прямокутне	1450...1690	3262...3810	5 800...6 780
2		2800...3380	6524...7620	11 600...13 520
3		4250...5073	9786...11430	17 400...20 280
4		5800...6764	13048...15240	23 200...27 040
6		8000...11 046	19572...22810	34 800...40 560
8	Кругове	-	-	46 400...54 080
10		14500...17400	32 620...33 144	58 000...67 800
12		20 292	45 720	81 200
14		23 640	46 670	90 200
16		28 340	63 340	94 640

Батарейні циклони використовуються у випадку очищення значних об'ємів газу. Переваги перед груповими у батарейних циклонів полягають у тому, що вони при однаковій продуктивності мають менші розміри, забезпечують більший ступінь очищення, мають менший гідравлічний опір, працюють в значному діапазоні запилення (до 100 г/$м^3$). Їх недоліком є

складність виготовлення та значна металоємкість апаратів. Крім того, батарейні циклони ефективно працюють тільки при очищенні сухих газів та пилу, що не злипається.

Високий ступінь очищення газів до 90...95% досягається за рахунок установлення в циклонах елементів малого діаметра (циклончиків). Відцентрова сила в таких елементах збільшується, одночасно підвищується ефективність очищення. Батарейний циклон має від декількох десятків до декількох сотень паралельно включених елементів, які мають спільні колектори для підводу газу, а також спільний бункер для збирання пилу. До складу батарейного циклону входять елементи діаметром 100, 150 та 200 мм. Обертовий рух газу в цих елементах виконується за рахунок тангенціального підводу, а також шляхом аксіальної подачі за напрямними.

Для батарейних циклонів використовуються циклонні елементи таких типорозмірів: Р-100-25°, Р-150-25°, Р-250-25°, Р-250-30°, В-250-25° тощо. Буква вказує на тип направляючого апарата, Р – розетка, В – гвинт, перше число – діаметр апарата, друге число – кут нахилу лопаті направляючого апарата.

Для очищення газу використовують батарейні циклони конструкції НДІОгазу типу ПС (ПС-5-25, ПС-8-78, ПС-10-100) конструкції ЦКТИ типів БЦ, БЦА, БЦТ, БМУ, ПБЦ та інші.

Батарейний циклон конструкції ПС з тангенціальним підведенням газу до елементів зображено на рис. 1.15.

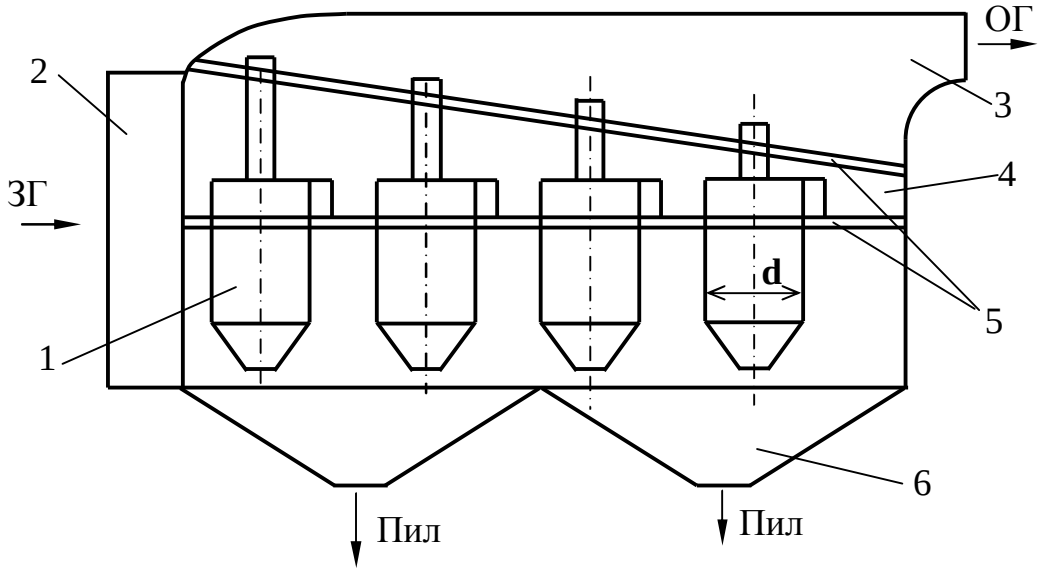


Рисунок 1.15 – Батарейний циклон типу ПС:
1 – елементи з тангенціальними патрубками; 2 – вхідний патрубок;
3 – колектор з вихідним патрубком; 4 – конічна камера; 5 – дошки для утворення конічної камери; 6 – бункер для пилу

Батарейний циклон типу ПС працює таким чином. Запилений газ поступає через вхідний патрубок 2 в конічну камеру циклона, що утворюється дошками 5. В ній він рівномірно розподіляється по елементам 1, газ входить в тангенціальні патрубки елементів 1, де набуває обертового руху. За рахунок центробіжних сил пил осідає в нижню частину елементів 1, звідки потрапляє в бункер 6. Очищений газ відводиться через колектор 3.

Характеристики батарейних циклонів різних типів наведені в табл. 1.13 та 1.14.

Таблиця 1.13 – Характеристика батарейних циклонів типу ПС з 5 та 8 рядами в глибину

Тип секції	Число елементів в ряду	Загальна кількість елементів в секції	Примітка
5 рядів в глибину (ПС-5)			
ПС-5-25	5	25	Для елементів діаметром 100 мм
ПС-5-30	6	30	Те саме 150 мм
ПС-5-35	7	35	Те саме 100, 150
ПС-5-40	8	40	та 250 мм
ПС-5-45	9	45	
8 рядів в глибину (ПС-8) (для елементів діаметром 100, 150 и 250 мм)			
ПС-8-64	8	64	-
ПС-8-72	9	72	-
ПС-8-80	10	80	В бункері рекомендується ставити перегородку
ПС-8-88	11	88	
ПС-8-94	12	96	Встановлення перегородки в бункері обов’язкове
ПС-8-104	13	104	
ПС-8-112	14	112	

Таблиця 1.14 – Типорозміри батарейних циклонів БМУ-М

Типорозмір циклона	Число елементів по ширині	Граничне значення числа елементів, шт	Граничне значення сумарного перерізу, $м^2$
1×10xm	7…15	70…150	2,93...6,28
2×10xm	7…15	140…300	5,87...12,57
4×10xm	7…15	280…600	11,73...25,14
2×12xm	7…15	168…360	7,04...15,08
4×12xm	7…15	336…720	14,08...30,17
2×14xm	7…24	196…672	8,21...28,16
4×14xm	7…24	392…1344	16,42...56,31

Таблиця 1.15 – Характеристика чотирисекційних батарейних циклонів конструкції ЦКТИ

Типорозмір циклона		Кількість циклонних елементів в секції		Загальна кількість елементів на котел	Умовний переріз батарейного циклона, $м^2$	Витрати газу, $м^3/с$, при температурі 135° С та тиску	
		по глибині	по ширині			450 $Н/м^2$	500 $Н/м^2$
БЦ БЦА БЦТ	4×9×10	9	10	360	18,20	72,2	83,5
БЦ БЦА БЦТ	4×10×10	10	10	400	20,20	80,2	92,7
БЦ БЦА БЦТ	4×10×11	10	11	440	22,25	88,3	102,3
БЦ БЦА БЦТ	4×10×12	10	12	480	24,25	96,1	111,4
БЦ БЦА БЦТ	4×11×12	11	12	528	26,70	106,0	122,5
БЦ БЦА БЦТ	4×10×14	10	14	560	28,30	112,3	130,0
БЦ БЦА БЦТ	4×11×14	11	14	616	31,15	123,7	143,0
БЦ БЦА БЦТ	4×11×16	11	16	704	35,60	141,3	163,5
БЦ БЦА БЦТ	4×11×18	11	18	792	39,5	156,7	181,0

Таблиця 1.16 – Характеристика батарейного циклона типу ПБЦ

Марка циклона	Продуктивність, тис. $м^3$/год	Кількість циклонних елементів	Висота, мм	Маса, т
ПБЦ-15	12...15	24	5 270	4
ПБЦ-25	25...30	36	5 760	5
ПБЦ-35	35...40	48	6 400	6,1
ПБЦ-50	50...60	96	6 550	12,5

В маркуванні циклонів прийнято такі позначення: перша цифра – кількість секцій, друга – кількість елементів по глибині, m - кількість елементів по ширині.

Загальний коефіцієнт очищення з врахуванням рециркуляції

$$h_з = \frac{0{,}9h_ц - h}{1 - 0{,}9h(1 - h_ц)}, \qquad (1.7)$$

де $h_ц$ - коефіцієнт очищення в циклоні відсмоктувальної лінії;

h - коефіцієнт очищення в одиночному циклонному елементі.

1.4 Вихрові та динамічні пиловловлювачі

Принцип роботи вихрових пиловловлювачів ґрунтується на дії відцентрових сил на частинку пилу. Порівняно з циклоном у них висока ефективність очищення (98...99%) газів від дрібнодисперсних частинок пилу (3...5 мкм). Вони також можуть очищати гази з температурою до 700°С. Їх недоліками є складна будова та труднощі в експлуатації, а також необхідність встановлення додаткового пристрою для подачі вторинного повітря.

За конструктивними особливостями (рис. 1.16) вихрові пиловловлювачі бувають соплові (а) та лопаточок (б).

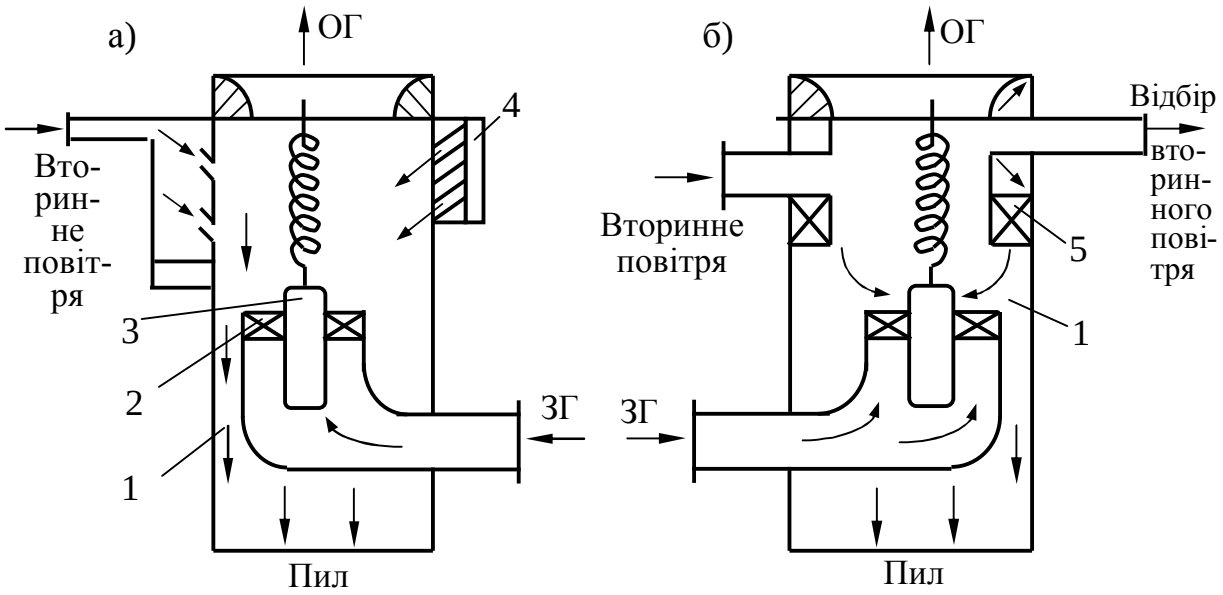


Рисунок 1.16 – Конструктивні схеми вихрових пиловловлювачів:
1 – робоча камера; 2 – підпірна шайба; 3 – лопатевий завихрювач;
4 – сопловий завихрював; 5 – кільцевий лопаточний завихрювач

Запилений газ надходить в робочу камеру 1 через вхідний патрубок з лопатевим завихрювачем 2. Лопатевий завихрювач закручує потік. Відцентрові сили, що виникають при цьому, відкидають частинки пилу до стінок апарата. Зустрічний потік вторинного повітря, що одночасно направляється в камеру 1, закручується за допомогою соплового 4 (рис. 1.16, а) або кільцевого лопатевого 5 (рис. 1.16, б) завихрювача. Напрямок руху цього потоку вздовж стінок камери дозволяє відводити весь пил в спеціальний бун-

кер. Вторинне повітря можна забирати з потоку очищеного або запиленого газу, а також із зовнішнього середовища.

Продуктивність групи вихрових пиловловлювачів до 315 000 $м^3$/год запиленого газу.

Очищення газу в динамічних ротаційних пиловловлювачах здійснюється за рахунок відцентрових сил та сил Коріоліса, що виникають при обертанні робочого колеса. Вони виконують одночасно функції вентилятора чи димососа та апарата для виділення частинок пилу з газу.

За принципом дії динамічні пиловловлювачі діляться на дві групи. В апаратах першої групи відокремлювані частинки пилу мають напрям руху, що співпадає з напрямом руху газу, тобто в них відцентрова сила направлена назустріч повітряному потоку.

В апаратах другої групи частинки, що вловлюються, виділяються з потоку в напрямку, протилежному напряму руху газу.

Конструктивні схеми апаратів першої (а) та другої (б) груп показані на рис. 1.17.

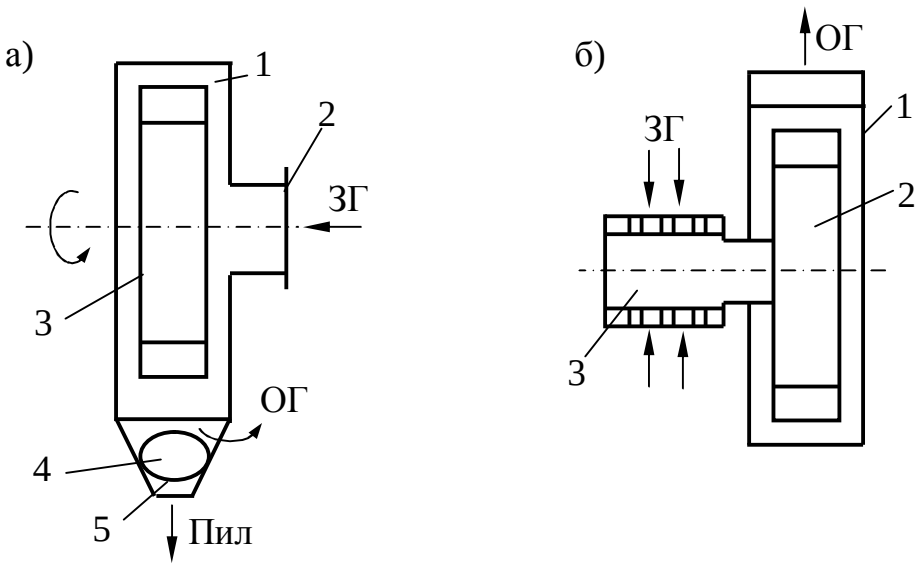


Рисунок 1.17 – Конструктивні схеми динамічних пиловловлювачів: а) 1 – корпус у вигляді равлика; 2 – вхідний патрубок запиленого газу; 3 – центробіжне колесо; 4 - вихідний патрубок очищеного газу; 5 - пилозбірник; б) 1 - корпус; 2 - центробіжне колесо; 3 – барабан з отворами, що обертається

В апаратах першої групи відокремлювані частинки разом з газом обертаються в равликоподібному корпусі 1. Під дією центробіжних та коріолісових сил частинки відбиваються до стінок корпуса 1 і звідти надходять в пилозбірник 5. Очищений газ виходить через патрубок 4.

В апаратах другої групи газ, що очищується за допомогою центробіжного колеса 2, яке розміщене в корпусі 1, засмоктується в барабан 3, що обертається, через отвори на його боковій поверхні. В прикордонному ша-

рі частота обертання пилегазового потоку досягає величини колової частоти обертання барабана. Завдяки цьому частинки пилу, переборюючи сили аеродинамічного опору газу, відкидаються від поверхні барабана в радіальному напрямі.

Динамічні пиловловлювачі компактні, надійні в роботі, їм не потрібні додаткові спонукачі газу, можуть уловлювати абразивний пил. Недоліком цих апаратів є невисокий ступінь очищення (80-90%) та підвищена енергоємність.

Для очищення газів використовують димососи-пиловловлювачів типу ДП-8, ДП-10, ДП-12, ДП-13,5 з продуктивністю відповідно від 8 до 55 тис. $м^3$ газу. Цифра позначає діаметр робочого колеса (D-800, 1000, 1200, 1350 мм). Допустима запиленість 100-200 $г/м^3$, а допустима температура газів 400°С. Ефективність вловлювання пилу з середнім розміром частинок 15...20 мкм рівна 80..90%. Технічні характеристики димососів-пиловловлювачів наведено в табл. 1.17.

Таблиця 1.17 – Технічні характеристики димососів-пиловловлювачів

Параметри	Тип димососа-пиловловлювача			
	ДП-8	ДП-10	ДП-12	ДП-13,5
Діаметр робочого колеса, мм	800	1000	1200	1350
Продуктивність, тис. $м^3$/год	8...10	14...20	22...35	35...55
Допустима запиленість газів, $г/м^3$	100	100	150	200
Повний тиск при t = 20°С, кПа	1,4...1,6	2,1...2,5	3,0...3,6	3,4...4,7

1.5 Розрахунки конструкцій технічних засобів для очищення газових викидів сухими пиловловлювачами

1.5.1 Визначення розмірів пилоосаджувальної камери

Вихідні дані: витрати очищувальних газів, $\mathbf{Q_{ОГ}}$, $м^3$/год; температура газів $\mathbf{t_Г}$, °С; діаметр частинок пилу, $\mathbf{d_Ч}$, мкм; густина частинок пилу, $\boldsymbol{\rho_Ч}$, $кг/м^3$; в'язкість газу при робочих умовах, $\mu_Г$, Па·с.

Витрати газу при робочих умовах

$$\mathbf{Q_{ГР} = [Q_{ОГ}(t_Г + T_0)]/ T_0 ,} \qquad (1.8)$$

де $\mathbf{T_Р = (t_Г + T_0)}$ - температура газів в робочих умовах, °К;

$\mathbf{T_0 = 273°К}$ – абсолютна температура.

Визначають площу дна пилоосаджувальної камери

$$\mathbf{S_Д = B_К\, L_К = \frac{18\, \mu_Г Q_{гр}}{d_ч^2 g \rho_Г}}\ , \qquad (1.9)$$

де $\mathbf{B_К, L_К}$ – відповідно ширина й довжина пилоосаджувальної камери, м;

$\mathbf{g = 9{,}81}$ м/с^2 – гравітаційна стала.

Обчислюють площу вертикального перерізу пилоосаджувальної камери

$$\mathbf{S_В = B_К\, H_К = \frac{Q_р}{V_г}}\ , \qquad (1.10)$$

де $\mathbf{H_к}$ – висота камери, м;

$\mathbf{V_Г}$ - швидкість газів в пилоосаджувальній камері, 0,2...1,5 м/с.

Задавшись значенням висоти осаджувальної камери $\mathbf{H_К}$ визначають її ширину й довжину

$$\mathbf{B_к = \frac{S_В}{H_К}}, \qquad (1.11)$$

$$\mathbf{L_К = \frac{S_Д}{B_К}}. \qquad (1.12)$$

Для зменшення довжини пилоосаджувальної камери в ній передбачають полиці. Це еквівалентно збільшенню площі дна камери $\mathbf{S_Д}$. При наявності $\mathbf{n}$ полиць площа однієї полиці дорівнює

$$\mathbf{S_П = \frac{S_Д}{n}}. \qquad (1.13)$$

Знаходять загальну висоту камери з врахуванням розміщення полиць

$$\mathbf{Hз = n^{x} h_П}, \qquad (1.14)$$

де $\mathbf{h_П}$ – відстань між полицями, 0,2...0,3.

Визначають зменшену довжину пилоосаджувальної камери за рахунок розміщення полиць

$$\mathbf{L_{КЗ} = \frac{S_п}{B_К}}. \qquad (1.15)$$

1.5.2 Технологічні розрахунки циклонів і визначення їх конструктивних розмірів

Вихідна умова: наявність джерела пилу з описом технологічного процесу; витрати очищувальних газів, $\mathbf{Q_Г}$, м^3/год; температура газів, $\mathbf{t_Г}$, °С; дисперсний склад пилу, $\mathbf{d_{50}}$, мкм та $\mathbf{lg\ s_ч}$; густина частинок пилу,

$r_{ч}$; динамічна в'язкість газу при нормальних умовах $m_{Г}$; густина газу при нормальних умовах, $r_{Г}$, кг/м^3; запиленість газу $C_{Г}$, г/м^3; атмосферний тиск, P_a, Па; необхідна ефективність очищення газів, h%.

Задаються типом циклона та визначають оптимальну швидкість газу в апараті $V_{ОГ}$, м/с, й розрідження в ньому $P¢$, Па.

Витрати газу при робочих умовах

$$Q_{ГР} = \frac{Q_Г(t_Г + T_0)}{T_0}. \qquad (1.16)$$

Густина газу при робочих умовах

$$r_{ГР.} = r_г \frac{T_0(P_a - P¢)}{P_0(T_o + t_г)}, \qquad (1.17)$$

де P_O = 101300 Па – нормальний атмосферний тиск.

Динамічна в'язкість газу при робочих умовах

$$m_{ГР.} = m_Г \left(\frac{T_0 + C}{(T_0 + t_г) + C}\right)\left(\frac{T_0 + t_г}{T_0}\right)^{3/2}, \qquad (1.18)$$

де C = 124 – константа.

Визначають необхідну площу перерізу циклона:

$$S_Ц = \frac{Q_{ГР}}{V_{ОГ}}. \qquad (1.19)$$

Обчислюють діаметр циклона

$$D_Ц = \sqrt{\frac{4S_Ц}{p}}. \qquad (1.20)$$

Обчислене значення діаметра циклона $D_Ц$ округляють до величини стандартного значення циклона D. Якщо розрахунковий діаметр перевищує максимальне значення, передбачають встановлення декількох паралельних циклонів.

За вибраним значенням діаметра циклона знаходять дійсну швидкість газів в циклоні

$$V_{ДГ} = \frac{4Q_{ГР}}{pD^2N}, \qquad (1.21)$$

де N - кількість встановлених, за необхідності, паралельних циклонів.

Дійсна швидкість газу в циклоні $V_{ДГ}$ не повинна різнитися з оптимальною $V_{ОГ}$ більше, ніж на 15%.

Обчислюють коефіцієнт гідравлічного опору циклона

$$j_Ц = K_1 \times K_2 \times j_{ЦD} + K_З, \qquad (1.22)$$

де $j_{ЦD}$ - коефіцієнт гідравлічного опору одиничного відповідного типу циклона діаметром **D**, 75...3000 Па;

$К_1$ – поправковий коефіцієнт на вплив діаметра відповідного типу циклона, 0,85...1,0;

$К_2$ – поправковий коефіцієнт на запиленість газу, 0,75...0,99;

$К_3$ – коефіцієнт, який враховує додаткові втрати тиску, пов'язані з компонуванням циклонів в групу, 30...60 Па.

Знаходять втрати тиску в циклоні

$$DP = 0{,}5\, h_Ц\, r_{ГР}\, V^2_{ДГ}. \qquad (1.23)$$

Значення коефіцієнтів опору різних циклонів $h_Ц$ та відповідні поправкові коефіцієнти **$К_1$**, **$К_2$** та **$К_3$** наведені в табл. 1.18 – 1.21.

Таблиця 1.18 – Параметри, що визначають ефективність роботи циклонів

Марка циклона	Середній розмір частинок d_{50}, мкм	Ступінь полідисперсності $lg\, s_h^T$	Коефіцієнт гідравлічного опору, Па		
			Без додаткових пристроїв		З вихідним равликом
			$h^М_{Ц500}$	$h^О_{Ц500}$	
ЦН-11	3,65	0,352	245	250	235
ЦН-15	4,50	0,352	155	163	150
ЦН-15У	6,00	0,283	165	170	158
ЦН-24	8,50	0,308	75	80	73
СДК-ЦН-33	2,31	0,364	520	600	500
СДК-ЦН-34	1,95	0,308	1050	1150	-
СДК-ЦН-34М	1,13	0,340	-	2800	-
СИОТ	2,6	0,28	-	1400	-
ВЦНДІОГ	8,6	0,32	-	75	-
Ц	4,12	0,34	-	210	-

Примітка. Коефіцієнт гідравлічного опору для поодиноких циклонів ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24, СДК-ЦН-33, СДК-ЦН-34, СДК-ЦН-34М наведено для діаметра 500 мм. Індекс "М" означає, що циклон працює в гідравлічній мережі, а "О" – безпосередній випуск очищених газів в атмосферу.

Таблиця 1.19 – Значення поправкового коефіцієнта $К_1$ залежно від діаметра циклона

Діаметр, мм	Марка циклона		
	ЦН-11	ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24	СДК-ЦН-33, СДК-ЦН-34, СДК-ЦН-34М
150	0,94	0,85	1,0
200	0,95	0,90	1,0
300	0,96	0,93	1,0
450	0,99	1,0	1,0
500	1,0	1,0	1,0

Таблиця 1.20 – Значення поправкового коефіцієнта $К_2$ залежно від запиленості газів для циклонів діаметром 500 мм

Марка циклона	Запиленість газу $\mathbf{C_Г}$, г/м^3						
	0	10	20	40	80	120	150
ЦН-11	1	0,96	0,94	0,92	0,90	0,87	0,85
ЦН-15	1	0,93	0,92	0,91	0,90	0,87	0,86
ЦН-15У	1	0,93	0,92	0,91	0,89	0,88	0,87
ЦН-24	1	0,95	0,92	0,92	0,90	0,87	0,86
СДК-ЦН-33	1	0,81	0,785	0,78	0,77	0,76	0,745
СДК-ЦН-34	1	0,98	0,947	0,93	0,915	0,91	0,90
СДК-ЦН-34М	1	0,99	0,97	0,95	-	-	-

Таблиця 1.21 – Значення поправкового коефіцієнта $К_3$ для груп циклонів типу ЦН

Характеристика групового циклона	$\mathbf{К_3}$, Па
Компонування, нижче організоване підведення	60
Компонування, циклонні елементи розташовані в одній площині. Відведення з загальної камери чистого газу	35
Таке саме, але равликове відведення із циклонних елементів	28
Прямокутне компонування. Вільне підведення потоку в загальну камеру	60

Визначають конструктивні розміри запроектованого циклона, використовуючи рекомендовані співвідношення його конструктивних елементів до внутрішнього діаметра **D**.

Втрати тиску газу в циклоні не повинні перевищувати допустимого значення для даного типу апарата

$$\Delta \mathbf{P} \leq \mathbf{P_{доп}}. \qquad (1.24)$$

Визначають медіанну тонкість очищення при робочих умовах

$$d_{50} = d_{50}^{T} \sqrt{(D / D_T)(\rho_Ч^T / \rho_Ч)(\mu_Г / \mu_Г^T)(V_Г^T / V_Г)}, \qquad (1.25)$$

де d_{50}^{T}, D_T, $\rho_Ч^T$, $\mu_Г^T$, $V_Г^T$ - відповідно, значення середніх розмірів частинок (табл. 1.18), діаметра, густини пилу, в'язкості газу і швидкості потоку газу типового циклона.

Знаходять ефективність очищення газу в циклоні

$$h = 50\,[1 + \Phi(x)], \qquad (1.26)$$

де **Ф(х)** – нормальна функція розподілу (табл. 1.22) від параметра **Х**, що обчислюють за формулою

$$X = \frac{\lg(d_{50} / d_{50}^{T})}{\sqrt{\lg^2 \sigma_h^T + \lg \sigma_Ч}}, \qquad (1.27)$$

де d_{50} - середній розмір частинок пилу, мкм;

$\lg s_Ч$ - ступінь полідисперсності пилу.

Значення d_{50} та $\lg s_Ч$ для деяких видів пилу наведені в табл. 1. 23.

Таблиця 1.22 – Значення нормальної функції розподілу

x	Ф(х)	x	Ф(х)	x	Ф(х)	x	Ф(х)
-2,7	0,004	-1,3	0,097	0,1	0,540	1,5	0,933
-2,6	0,005	-1,2	0,115	0,2	0,579	1,6	0,945
-2,5	0,006	-1,1	0,136	0,3	0,618	1,7	0,955
-2,4	0,008	-1,0	0,159	0,4	0,655	1,8	0,964
-2,3	0,011	-0,9	0,184	0,5	0,691	1,9	0,971
-2,2	0,014	-0,8	0,212	0,6	0,719	2,0	0,977
-2,1	0,018	-0,7	0,242	0,7	0,758	2,1	0,982
-2,0	0,023	-0,6	0,274	0,8	0,788	2,2	0,986
-1,9	0,029	-0,5	0,308	0,9	0,816	2,3	0,989
-1,8	0,036	-0,4	0,345	1,0	0,841	2,4	0,992
-1,7	0,045	-0,3	0,382	1,1	0,864	2,5	0,994
-1,6	0,055	-0,2	0,421	1,2	0,882	2,6	0,995
-1,5	0,067	-0,1	0,460	1,3	0,903	2,7	0,996
-1,4	0,081	0,0	0,500	1,4	0,919		

Таблиця 1.23 – Значення середнього розміру частинок і ступені полідисперсності деяких видів пилу

Технологічний процес	Вид пилу	Середній розмір частинок, $\mathbf{d_{50}}$ мкм	Ступінь полідисперсності $\mathbf{lg\ s_ч}$
Точіння інструмента	абразив, метал	38	0,214
Експериментальні дослідження	кварцовий пил	3,7	0,405
Сушіння вугілля в барабані	вугілля	15	0,334
Розмелювання клінкера в млині	цемент	20	0,468

КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Під дією яких сил відбувається осадження завислих частинок в сухих пиловловлювачах?
2. Принцип роботи, переваги й недоліки пилоосаджувальних камер.
3. Наведіть приклади конструкцій пилоосаджувальних камер.
4. Принцип роботи, переваги й недоліки інерційних пиловловлювачів.
5. Наведіть приклади конструкцій інерційних пиловловлювачів.
6. Які конструктивні особливості жалюзійних пиловловлювачів?
7. Принцип роботи, переваги й недоліки циклонів.
8. Наведіть класифікацію циклонів за конструктивними ознаками.
9. Охарактеризуйте поширені на Україні та закордонні циклони.
10. Поясніть застосування та конструктивні особливості розповсюджуних типів циклонів загального призначення.
11. Принцип дії та конструктивні особливості прямоточних циклонів.
12. Коли використовуються групові циклони та які їх технічні характеристики?
13. Особливості використання батарейних циклонів та які їх технічні характеристики.
14. Принцип дії та конструктивні особливості вихрових пиловловлювачів.
15. За рахунок яких сил здійснюється очищення газів в динамічних пиловловлювачів, які їх конструктивні особливості?
16. Поясніть методику визначення розмірів пилоосаджувальної камери.
17. Наведіть методику технологічних розрахунків циклонів та визначення їх конструктивних розмірів.

2 ЗАСОБИ СУХОГО ОЧИЩЕННЯ ГАЗОВИХ ВИКИДІВ ВІД ПИЛУ ФІЛЬТРУВАННЯМ

2.1 Тканинні фільтри

Принцип роботи тканинних фільтрів ґрунтується на інерційному й дифузійному осадженні частинок пилу.

Тканинні фільтри використовуються для очищення неагресивних, не схильних до злипання й утворення вибухонебезпечних сумішей та конденсату газопилових сумішей від твердих частинок при температурі до 300°С. Як фільтрувальний матеріал використовуються бавовняні, шерстяні й лавсанові тканини, що мають високу міцність та підвищену хімічну й теплову стійкість. Основні властивості деяких фільтрувальних тканин наведені в табл. 2.1.

Таблиця 2.1 – Властивості фільтрувальних тканин

Тканина	Товщина, мм	Повітронепроникність при ΔР = 49 Па, $м^3/(м^2 \cdot хв)$	Термостійкість, °С		Хімічна стійкість в середовищі		
			при тривалій дії	при короткочасній дії	кислота	луги	розчинники
Сукно № 2	1,5	3	65-85	90-95	ДП	ДП	Х
Нітрон	1,6	7,5	120	150	Х-З	З	Х
Лавсан	1,4	4,0	130	160	Х	З-П	Х
Хлорін № 5231	1,32	7,6	65-70	80-90	ДХ	ДХ	З-Х
Склотканина ТССНФ	0,22	2,7	240	315	Х	З-П	ДХ

Позначки: ДП – дуже погана; П – погана; З – задовільна; Х – хороша; ДХ – дуже хороша.

Класифікація тканинних фільтрів за конструктивними особливостями наведена на рис. 2.1 та рис. 2.2.

Рисунок 2.1 - Класифікація тканинних фільтрів за видом регенерації

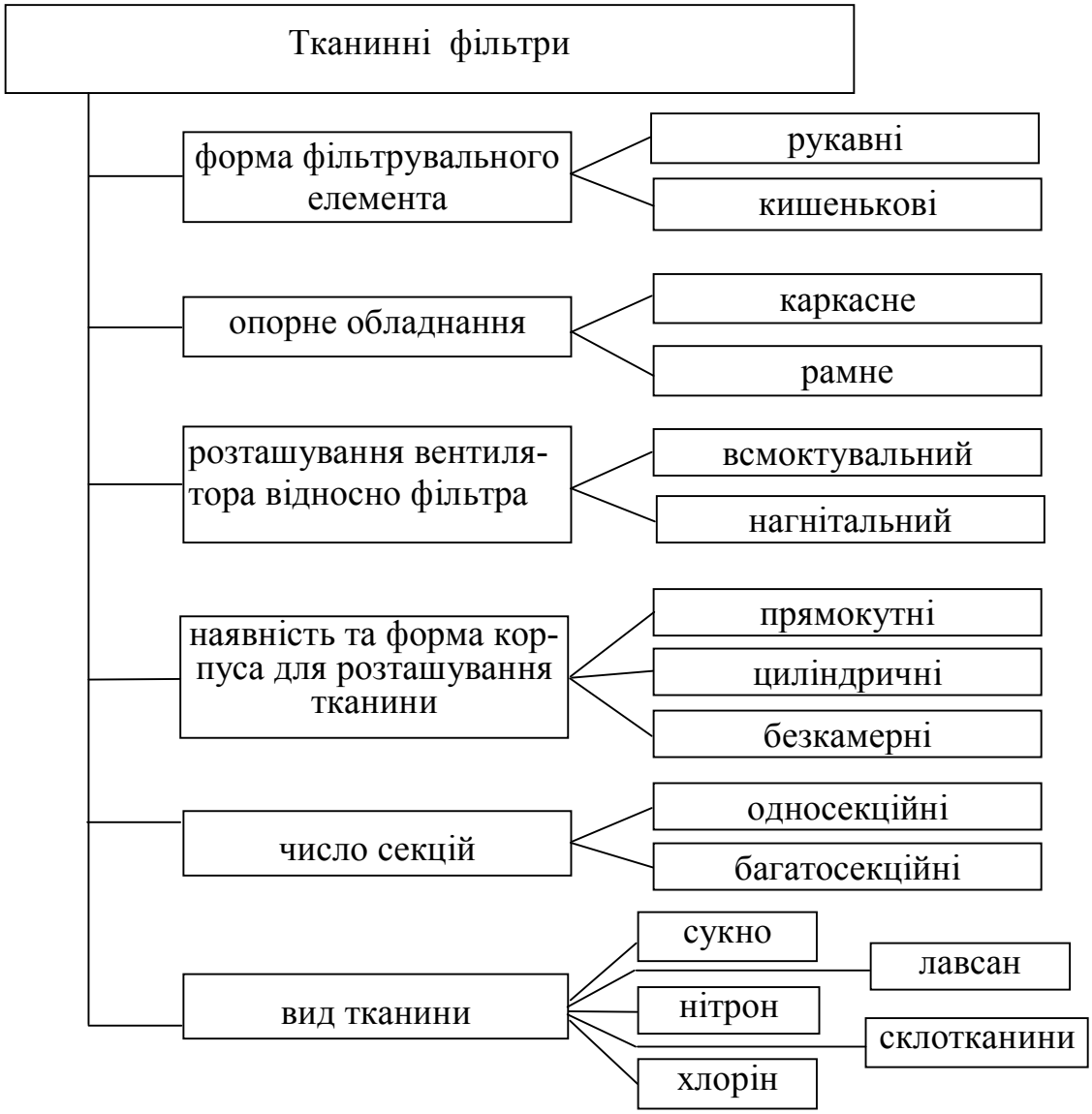


Рисунок 2.2 – Класифікація тканинних фільтрів

За конструктивно-технологічною ознакою улаштування регенерації рукавні фільтри поділяють на такі типи:

тип (1-3) – регенерація механічним струшуванням;

тип (2-3) – регенерація зворотним продуванням очищеним газом або атмосферним повітрям;

тип (3-3) – регенерація механічним струшуванням в сполученні із зворотним продуванням;

тип (4-3) – регенерація стислим повітрям.

Основні конструктивно-технологічні параметри різних типів фільтрів наведені в табл. 2.2.

Конструктивна схема рукавного фільтра з механізмом струшування та зворотним продуванням подана на рис. 2.3.

Таблиця 2.2 – Конструктивно-технологічні параметри різних типів рукавних фільтрів

Параметр	Норми для типів			
	1	2	3	4
Площа фільтрування, $м^2$	4...1000	4...25 000	4...25 000	4...20 000
Розрідження у фільтрі, не більше, Па	3000	6000	5000	5000
Гідравлічний опір, не більше, Па	2000	3000	2500	2500
Тиск повітря (газу) для регенерації, не більше, МПа	-	0,01	0,01	0,8
Концентрація пилу на вході фільтра, не більше, $г/м^3$	50	30	50	50
Концентрація пилу за фільтром, не більше, $мг/м^3$	100	100	100	50
Питоме газове навантаження на фільтруючий матеріал, не більше, $м^3/(м^2год)$	90	90	70	180
Енергетичні витрати на очищення 1000 $м^3$ газу, не більше, кВт·год	2,2	1,9	1,9	1,3
Питома матеріалоємність, розрахована за максимальним газовим навантаженням, кг/1000 $м^3$/год	960...115	885...255	920...280	350...75

Прогресивною та розповсюдженою регенерацією є імпульсна продувка у вигляді подачі короткочасно струминно стислого повітря в кожний фільтр. Регенерація здійснюється без відключення апаратів протягом 0,2...0,3 с. Витрати стислого повітря 1...2 $м^3$ на 1000$м^3$ очищуваного газу.

В промисловості використовуються фільтри типу ФР, ФРО, ФРКІ, ФРКДІ та інші. Літери позначають: Ф – фільтр, Р – рукавний, К - каркасний, О – зворотна продувка; І – імпульсна продувка; ДІ – двобічне імпульсне продування.

Технічні характеристики фільтрів ФР-280, ФР-2800, ФР-5000, ФР-1000 (цифра позначає розмір фільтруючої поверхні, $м^2$) наведені в табл. 2.3.

Технічні характеристики фільтрів ФРКІ-30, ФРКІ-60, ФРКІ-90, ФРКІ-360 (цифра означає розмір фільтруючої поверхні, $м^2$) наведені в табл. 2.4.

Технічні характеристики фільтрів типу ФРОС наведені в табл. 2.5.

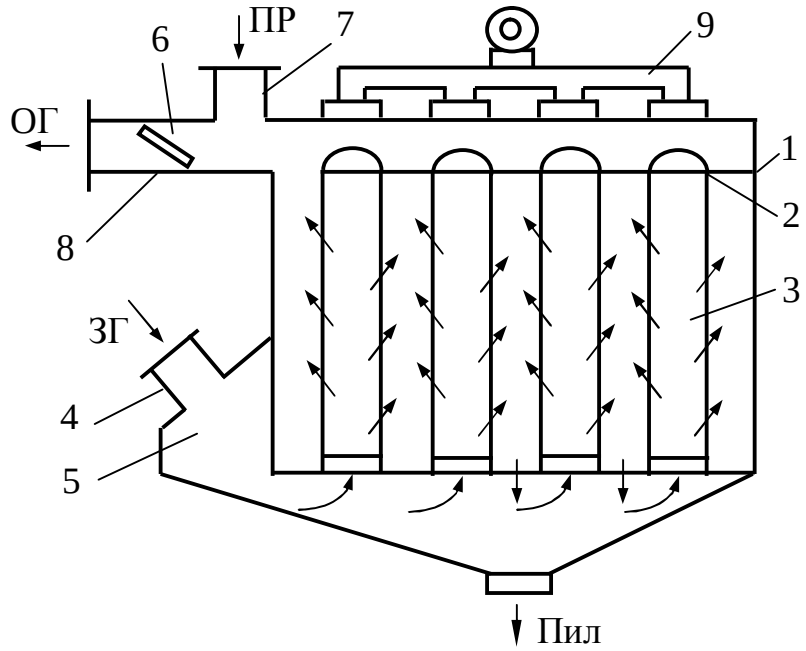


Рисунок 2.3 – Конструктивна схема рукавного фільтра:
1 – корпус, 2 – верхня решітка, 3 – рукав, 4 – газохід запилених газів,
5 – колектор, 6 – клапан, 7 – продуктивний колектор, 8 – патрубок очищених газів, 9 - струшувальний механізм

2.2 Волокнисті фільтри

В волокнистих фільтрах як фільтруючу поверхню використовують шари волокнистого матеріалу різної товщини: папір, картон, полімерні смоли тощо. Фільтри бувають тонко-, глибоко- та грубоволокнисті.

Волокнисті фільтри тонкого очищення використовуються в промисловості мікробіології, в хімікофармацевтичній та радіоелектронній галузях, атомній енергетиці, вони дозволяють очищати значні об’єми газів від твердих частинок розміром 0,05...0,5 мкм та радіоактивних аерозолів. Ступінь очищення 99%, швидкість фільтрування 0,01...0,15 м/с.

Конструктивна схема рамного волокнистого фільтра тонкого очищена представлена на рис. 2.4.

Фільтруючий матеріал у вигляді стрічки вкладається між П-подібними рамками, які при складанні чергуються відкритими та закритими сторонами в протилежних напрямках. Між сусідніми шарами встановлюють гофровані роздільники.

Глибокі багатошарові фільтри застосовуються для очищення технологічного газу й вентиляційного повітря від радіоактивних частинок. Конструктивно вони виконуються з глибокою лобового шару грубих волокон. Після 10 ÷ 20 років експлуатації такі фільтри захороняють.

Грубоволокнисті фільтри використовуються для грубого або попереднього очищення.

Таблиця 2.3 - Технічні характеристики фільтрів із зворотним по секційним продуванням

Показник	Марка фільтра						
	ФР – 250	ФР- 2 800	ФР -50 00	ФР-10 000	ФРО -2 400	ФРО- 6 000	ФРО- 20 000
Фільтруюча поверхня, м2	250-280	2 800	5 000	10 000	2 400	6000	20 000
Число секцій	4	6	8	8	12	12	10
Число рукавів	288	2304	4032	висотою: 3,7 м - 19204, 4,7 м -3840	504	648	2160
Діаметр рукава, мм	127/135	127	127	135	200	300	300
Висота рукава, м	2,3	3,1	3,1	3,7/4,7	8	10	10
Допустимий надмірний тиск в апараті, кПа	2,5	2,5	2,5	3,5	-	-	-
Допустиме розрідження в апараті, кПа	-	-	-	-	6	6	6
Тиск стислого повітря при роботі пневмоциліндрів, МПа	0,4-0,6	0,4-0,6	0,4-0,6	0,4-0,6	0,5-0,6	0,5-0,6	0,5-0,6
Витрати стислого повітря на роботу пневмоциліндра, $м^3$/год	-	-	-	-	4-8	4-8	20-40
Витрати стислого повітря на 1хід поршня, л	0,55	0,55	0,55	0,55	-	-	-
Маса, т	14,5	111,0	128,0	231,0	75,6	162,8	540
Габаритні розміри, м: довжина ширина висота	7,4 3,9 7,9	23,0 7,3 15,0	28,8 7,0 14,5	31,6 10,7 16,6	9,6 6,8 16,75	18,6 9,8 18,4	30,4 18,8 23,5

Таблиця 2.4 - Технічні характеристики фільтрів з імпульсною продувкою

Показник	Марка фільтра						
	ФРКІ - ЗО	ФРКІ - 90	ФРКІ - 360	ФРКДІ -550	ФРКДІ-1100	ФРКІ-15-130	ФРКІ-60
Фільтруюча поверхня, м^2	ЗО	90	360	550	1100	15	60
Число рукавів	36	108	288	216	432	19	72
Діаметр рукава, мм	130	130	130	130	130	130	135
Висота рукава, м	2	2	3	6	J 6	2	2
Число секцій	1	3	8	6	12	1	1
Число електромагнітів	3	9	24	36	72	8	3
Число мембранних головок клапанів	6	18	48	72	144	8	6
Розрахунковий надмірний тиск, КПа	5	5	5	5	5	60	5
Маса, т	1,28	2,99	8,86	18,4	31,3	1,05	1,28
Габаритні розміри, м: довжина ширина висота	 1,46 2,06 3,6	 4,14 2,06 3,6	 5,85 4,37 4,88	 4,94 4,34 9,18	 8,95 4,34 9,18	 1,28 1,88 4,98	 1,46 2,06 3,6

Таблиця 2.5 - Технічні характеристики фільтрів типу ФРОС

Показник	Марка фільтра				
	ФРОС- 9,0 - 500	ФРОС- 13,5 - 500	ФРОС- 20 - 500	ФРОС- 31-500	ФРОС- 66 - 500
Фільтруюча поверхня, $м^2$	9	13,5	20	31	66
Число секцій	4	4	6	6	8
Фільтруючі елементи: число висота, мм діаметр, мм	 16 2000 100	 16 3000 100	 36 2000 1000	 36 3000 100	 76 3000 100
Питоме газове навантаження, $м^3/(м^2 \cdot хв)$	0,4... 1	0,4... 1	0,4... 1	0,4.. .1	0,4...1
Гідравлічний опір, кПа	до 3,5	до 3,5	до 3,5	до 3,5	до 3,5
Допустима запиленістьгазу на вході, $г/м^3$	до 15	до 15	до 15	до 15	до 15
Допустиме розрідження всередині фільтра, кПа	до 5	до 5	до 5	до 5	до 5
Маса, кг	1000	1200	1960	2250	3680
Габаритні розміри, м: висота ширина діаметр	 4,5 2,17 1,0	 5,5 2,17 1,0	 5,2 2,76 1,6	 6,2 2,76 1,6	 6,9 3,365 2,2

44

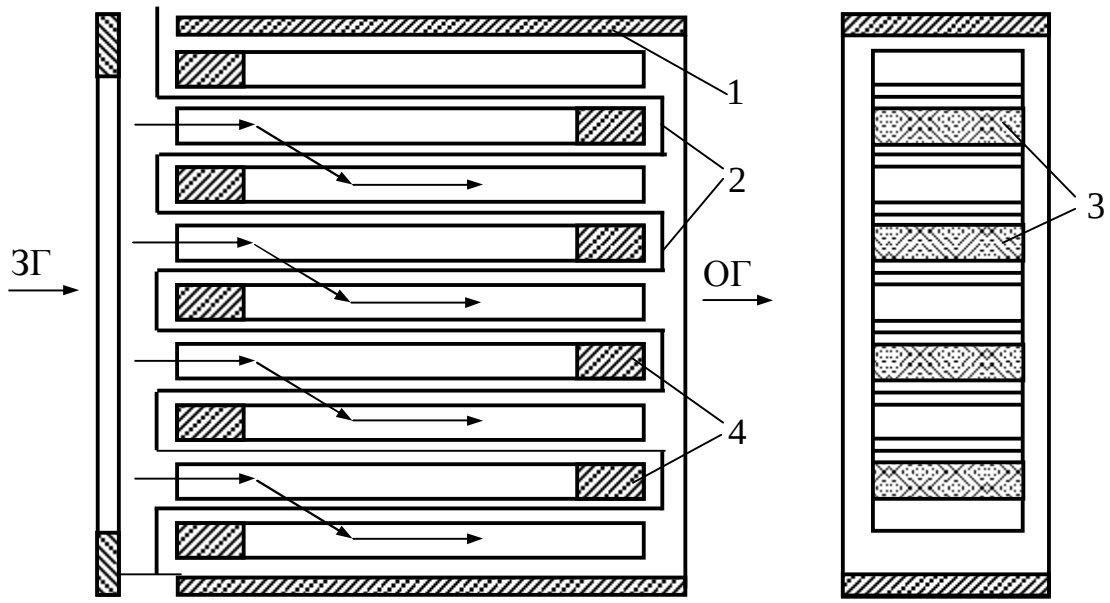


Рисунок 2.4 – Конструктивна схема волокнистого фільтра:
1 – бокова стінка, 2 – фільтруючий матеріал, 3 – роздільник,
4 - рамка П-подібна

Матеріал фільтра має суміш волокон діаметром 1...20 мкм, причому 50% волокон мають розміри менше 5 мкм. При швидкості фільтрування 0,05...1,0 м/с вловлюються частинки розміром більше 1 мкм. Перевагою таких фільтрів є невелика вартість, можливість часто міняти та регенерувати.

2.3 Зернисті фільтри

Застосовуються для очищення вологих газів, злипливого пилу та пилу з великим електричним опором. Перевага таких фільтрів полягає в невисокій вартості та можливості очищення високотемпературних газів з присутністю агресивних домішок. Недоліком є громіздкість, періодичність дії та невелика продуктивність.

За конструктивними особливостями зернисті фільтри бувають насипні та жорсткі.

В насипних зернистих фільтрах елементи, що складають фільтруючий шар, жорстко не зв’язані один з одним. Як фільтруючий матеріал використовують пісок, гравій, щебінь, шлак, кокс, дерев’яну тирсу, гранули гуми й пластмаси, стандартні насадки тощо.

Конструктивна схема насипного зернистого трисекційного фільтра з нерухомим фільтруючим шаром подана на рис. 2.5.

Товщина кожного шару 100 мм. В першому, за рухом газів, шарі розмір зерен складає 5...10 мм, в другому – 3...5 мм, в третьому – 2,5...3 мм. Регенерація здійснюється за допомогою вібратора 3 та продувкою вентилятором через канал 7.

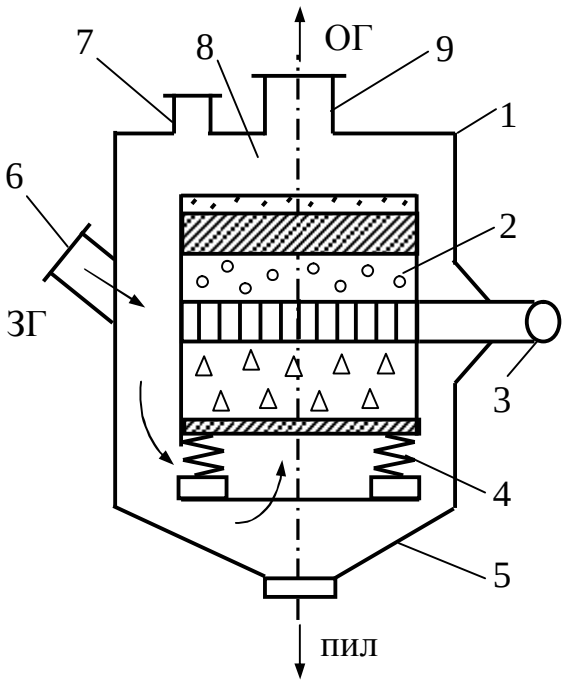


Рисунок 2.5 - Конструктивна схема зернистого фільтра з нерухомим фільтруючим шаром: 1 – корпус, 2 - насипні фільтруючі шари, 3 - вібратор, 4 – пружини, 5 - бункер для пилу, 6 - вхідний патрубок запиленого газу, 7 - продувний патрубок, 8 - камера очищеного газу, 9 - вихідний патрубок очищеного газу

Конструктивна схема насипного фільтра з рухомими фільтруючими шарами наведена на рис. 2.6.

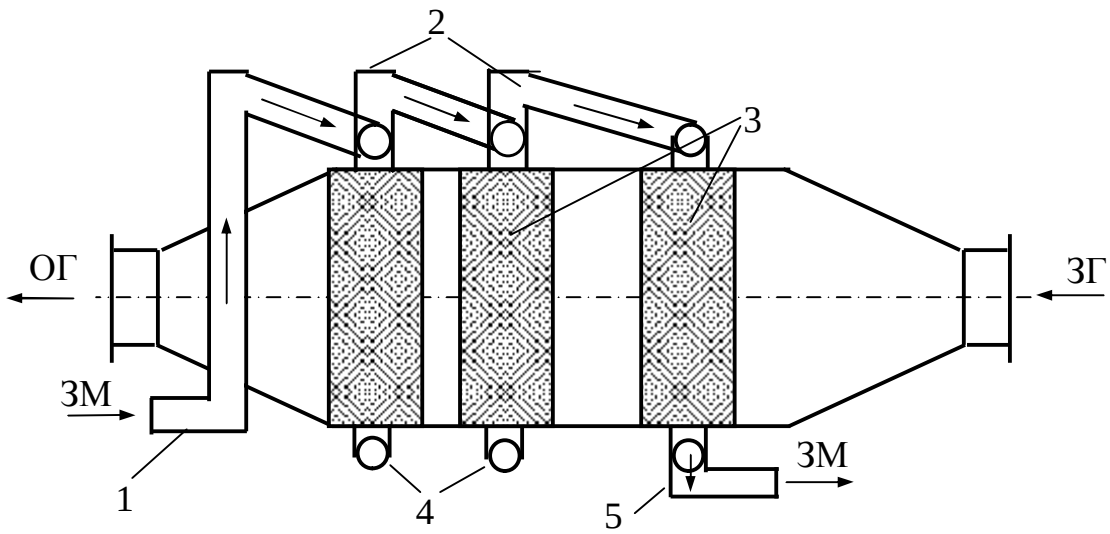


Рисунок 2.6 - Конструктивна схема насипного фільтра з рухомими фільтруючими шарами: 1 - короб для подачі свіжого зернистого матеріалу, 2 – живильники, 3 – фільтруючі шари, 4 – затвори, 5 – короб для виводу зернистого матеріалу

В цьому фільтрі фільтруючий матеріал перемішується між жалюзійними решітками або сітками. Регенерацію фільтруючого матеріалу виконують промиванням або просіюванням.

Технічні характеристики насипних зернистих фільтрів наведені в табл. 2.6

Таблиця 2.6 – Технічні характеристики насипних зернистих фільтрів

Тип апарата	Фільтруюча поверхня, $м^2$	Розмір гранул, мм	Витрати газу, $м^3/(м^2 \cdot хв)$	Гідравлічний опір, Па	Максимальна температура очищувального газу, °С	Максимальний вміст пилу на вході в апарат, $г/м^3$
З зворотним продуванням і вібрацією						
ЗФ-4М ЗФ-5М ЗФ-6М ЗФ-8М	2,0...4,0 4,0...8,0 7,8...31,2 8,0...120,0	3...10	20	600... 1500	140	20
З зворотним продуванням і ворошінням						
ФГНЦ-30 ФГНЦ-120	28,8 124,0	2...4	15...20	1600... 2000	400	30

2.4 Фільтри для очищення радіоактивних викидів

В зернистих жорстких фільтрах, що використовуються в енергетичних ядерних реакторах, зерна утворюють міцну нерухому систему внаслідок спікання, пресування або склеювання.

Фільтри бувають металокерамічні та керамічні. В металокерамічних фільтрах в якості зерен використовують спресовані порошки з бронзи, нікелю, вольфраму, титану, алюмінію, ніхрому тощо. В керамічних фільтрах використовують спечені зерна азбесту, кварцового піску тощо.

Зернисті жорсткі фільтри затримують частинки більше 1 мкм, а залишкова концентрація не перевищує 1 $мг/м^3$. Ефективність очищення 99,9%. В фільтрах типу ФРОС (ФРОС-9-500, ФРОС-13,5-50) гідравлічний опір до 3,5 кПа, фільтруюча поверхня відповідно 9; 13,5; 20; 31; 66 $м^2$. Питоме газове навантаження $м^3/(м^2$ хв).

Конструктивна схема фільтра для очищення радіоактивних газів, запропонована Ратушняком Г.С., Лялюк О.Г., подана на рис. 2.7 (патент України № 32848А).

Фільтр містить корпус 1, що виконаний з армованого металонасиченого бетону. До корпуса 1 за допомогою анкерних болтів 2 та 3 прикріплені газопідвідний 4 та газовідвідний 5 патрубки з металевими фланцями 6 та 7.

В корпусі 1 розміщені шари касет 8, 9 та 10, що заповнені зернистою речовиною, в якості якої використовуються металонасичений

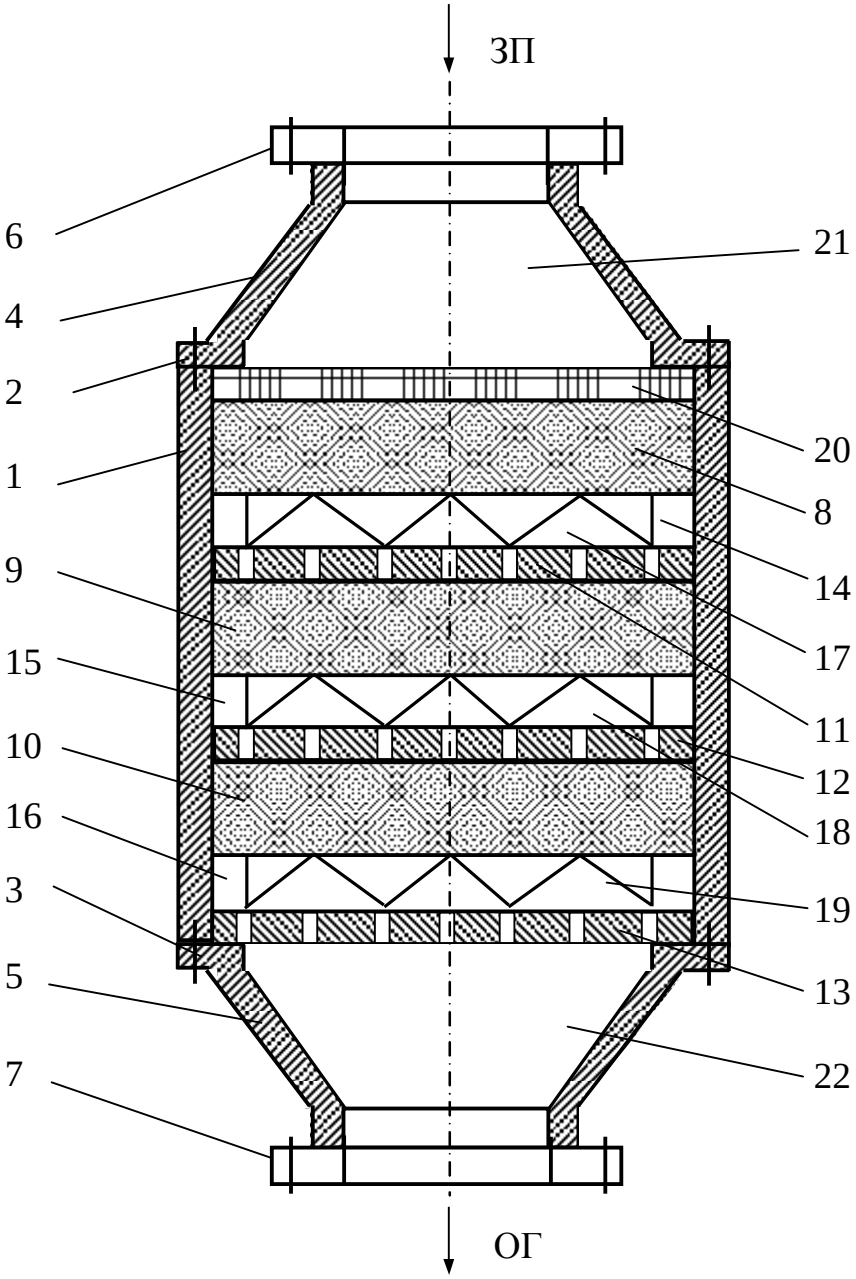


Рисунок 2.7 – Конструктивна схема фільтра для очищення радіоактивних газів

бетон, що має здатність поглинати нейтронне випромінювання. Шари касет 8, 9 та 10 опираються на перфоровані роздільники 11, 12 та 13 за допомогою опорних кілець 14, 15 та 16. Між шарами касет 8, 9 та 10 та перфорованими роздільниками 11, 12 та 13 розміщені прошарки 17, 18 та 19 з гофрованого волокнистого матеріалу для очищення радіоактивних аерозолей. Над шарами розміщена прижимна решітка 20. Газопідвідний патрубок

4 з корпусом 1 утворюють камеру забрудненого повітря 21, а газовідвідний патрубок 5 з корпусом 1 утворюють камеру очищеного повітря 22.

Фільтр працює таким чином. Забруднене повітря надходить з газопроводу, що прикріплений за допомогою фланців 6 до газопідвідного патрубка 4, в камеру забрудненого повітря 21. Далі проходить через касету 8, що заповнена зернистою речовиною – металонасиченим бетоном. Металонасичені зерна бетону через підвищений вміст хімічнозв'язаної води мають підвищену властивість щодо поглинання іонізуючого випромінювання. Далі із зменшеною концентрацією радіонуклідів повітря проходить крізь прошарок гофрованого волокнистого матеріалу 17. В цьому прошарку очищення радіоактивних аерозолів відбувається за рахунок броунівської дифузії та ефекту дотику. Через отвори в перфорованому розподільнику 11 попередньо очищене повітря надходить в касету 9, де відбувається подальше очищення повітря. Для кінцевого очищення повітря через отвори в роздільнику 12 поступає в касету 10, а звідти в камеру очищеного повітря 22, звідки виходить в атмосферу через повітропровід, що кріпиться до фланців 7.

Корпус 1 фільтра, що також виконаний з армованого металонасиченого бетону, не пропускає іонізуюче випромінювання в зовнішнє середовище. Це дозволяє захистити від радіонуклідів обслуговуючий персонал.

2.5 Технологічні розрахунки фільтрів

В результаті розрахунків визначають оптимальні значення фільтруючої поверхні, гідравлічного опору перегородок та апарата в цілому; частоту й тривалість регенерації фільтрувальних елементів.

Фільтруюча поверхня апарата

$$\mathbf{S} = \frac{\mathbf{Q} + \mathbf{Qn}}{\mathbf{60g}} + \mathbf{Sp}\ , \qquad (2.1)$$

де **Q** - об'єм газу, що очищається, $м^3$/год;

Qn - об'єм газу чи повітря, що витрачається на зворотну продувку, $м^3$/год;

g - питоме газове навантаження при фільтруванні, $м^3/(м^2$ хв);

Sp - фільтруюча поверхня, що відключається на регенерацію протягом однієї години, $м^2$;

$$\mathbf{Sp} = \frac{\mathbf{N_c}\,\mathbf{S_c}\,t_p'\mathbf{n_p}}{\mathbf{3600}}, \qquad (2.2)$$

де $\mathbf{N_c}$ – число секцій;

$\mathbf{S_c}$ - фільтруюча поверхня секцій, $м^2$;

$t¢_p$- час відключення секції на регенерацію, с;

$\mathbf{n_p}$ - число регенерацій протягом години.

Питоме газове навантаження

$$\mathbf{g = g_H\, C_1\, C_2\, C_3\, C_4\, C_5}\,, \qquad (2.3)$$

де $\mathbf{g_H}$ - нормативне питоме навантаження, що залежить від виду пилу та його регенеративних властивостей;

Таблиця 2.7 – Значення нормативного питомого газового навантаження

Значення $\mathbf{g_H}$, $м^3/(м^2 \cdot хв)$				
3,5	2,6	2	1,7	1,2
Комбікорм Мука Зерно Макухова суміш Пил шкіри Тирса Тютюн Картонний пил Полівінілхлорид	Азбест Волоконні Целюлозні матеріали Пил при вибиванні відливок з форм, гіпс, вапно гашене, пил від поліровки, сіль, пісок Пил піскоструминних апаратів Тальк Кальцинована сода	Глинозем Цемент Керамічні барвники Вугілля Плавиковий шпат Гума Каолін Вапняк Цукор Пил гірських порід	Кокс Летюча зола Металопорошки Окисли металів Пластмаси Барвники Силікати Крохмаль Смоли сухі Хімікати з нафтосировини	Активоване вугілля Технічний вуглець Миючі речовини Порошкове молоко Перегони кольорових і чорних металів

$\mathbf{C_1, C_2, C_3, C_4, C_5}$ – коефіцієнти, що враховують, відповідно, особливості регенерації фільтруючих елементів; вплив концентрації пилу на газове навантаження; вплив дисперсного складу пилу в газі; вплив температури газу; вимоги до якості очищення (табл. 2.8-2.10):

Таблиця 2.8 – Значення коефіцієнта $\mathbf{C_1}$, що враховує особливості регенерації фільтрувальних елементів

Вид фільтра	Коефіцієнт $\mathbf{C_1}$
З імпульсною продувкою стиснутим повітрям з рукавами з тканини	1
З регенерацією шляхом зворотної продувки і одноразовим струшуванням або коливанням рукавів	0,70...0,85*
З регенерацією шляхом зворотної продувки	0,55...0,70**

*Менше значення приймається для фільтрів з рукавами з щільної тканини.

**Менше значення приймається для фільтрів з рукавами із склотканини.

Таблиця 2.9 – Значення коефіцієнта $\mathbf{C_3}$, що враховує вплив дисперсного складу пилу

Медіанний розмір частинок пилу, мкм	C_3
Більше 100	1,2...1,4
50 – 100	1,1
10 – 50	1
3 – 10	0,9
Менше 3	0,7...0,9

Таблиця 2.10 – Значення коефіцієнта $\mathbf{C_4}$, що враховує вплив температури t°C

°C	20	40	60	80	100	120	140	160
$\mathbf{C_4}$	1	0,9	0,84	0,78	0,75	0,73	0,72	0,70

Гідравлічний опір складається з опору корпуса апарата $\Delta\mathbf{P_К}$ та опору фільтрувальних перегородок $\Delta\mathbf{P_П}$:

$$\Delta\mathbf{P} = \Delta\mathbf{P_К} + \Delta\mathbf{P_П} . \qquad (2.4)$$

Гідравлічний опір перегородок характеризується постійною $\Delta\mathbf{P_¢}$ та змінною $\Delta\mathbf{P_{¢¢}}$ складовими

$$\Delta\mathbf{P_П} = \Delta\mathbf{P_¢} + \Delta\mathbf{P_{¢¢}} . \qquad (2.5)$$

Постійна складова

$$\Delta\mathbf{P_¢} = \mathbf{К_П}\,\mu\mathbf{V_ф} , \qquad (2.6)$$

де $\mathbf{V_ф}$ – швидкість фільтрування, м/с;

μ - в'язкість газу, Па·с.

$\mathbf{К_П}$ – коефіцієнт, що характеризує опір фільтрувальної перегородки із залишеним на ній шаром пилу (табл.2.11).

Таблиця 2.11 – Значення коефіцієнта $К_П$, що характеризує опір фільтрувальної перегородки

Тип фільтрувальної тканини	Вид пилу	Медіанний діаметр пилу, мкм	Коефіцієнт $\mathbf{К_П}$, $м^{-1}$
Лавсан арт.136 і 217	цементний, кварцовий	10...20	$(1100...1500)10^6$
Те саме	перегони металів	2,5...3,0	$(2300...2400)10^6$
Лавсан арт.86013 Склотканина	Те саме	2,5...3,0	$(2300...2400)10^6$ х (1,2...1,3)
Лавсан арт.86013	Те саме	0,6	$(13000...15000)10^6$

Змінна складова гідравлічного опору

$$D\mathbf{P}¢¢ = \frac{\mu\,\tau\,c¢\mathbf{V}_{\phi}^{2}\,\mathbf{K}_{\Pi C}}{\mathbf{d}_{50}^{2}\boldsymbol{\beta}_{\Pi}}, \qquad (2.7)$$

де $\mathbf{K}_{\Pi C}$ – коефіцієнт опору шару пилу.

$\mathbf{c}¢$ – концентрація частинок в потоці, кг/м^3.

Величини $\mathbf{d}_{50}$, $\mathbf{K}_{\Pi C}$, b_{Π} характеризують властивості пилу, тому параметр опору шару пилу (табл. 2.12):

$$\mathbf{K}_1 = \frac{\mathbf{K}_{\Pi C}}{\mathbf{d}_{50}^{2}\boldsymbol{\beta}_{\Pi}}, \qquad (2.8)$$

$$D\mathbf{P}¢¢ = \mathbf{K}_1\, m\, t\, \mathbf{c}¢\, \mathbf{V}_{\phi}^{2}. \qquad (2.9)$$

Таблиця 2.12 – Параметр опору шару пилу K_1

Вид пилу	Медіанний діаметр пилу, мкм	Параметр $\mathbf{K}_1$, м/кг
Цементний, кварцовий	12 ... 20	$6{,}5...16\cdot10^9$
Перегони металів	3	$80\cdot10^9$
Те саме	0,7	$330\cdot10^9$

Знаходять тривалість фільтрування залежно від зміни величини гідравлічного опору фільтрувальної перегородки

$$t = \frac{D\mathbf{P}¢¢}{\mu\, c¢\mathbf{K}_1\mathbf{V}_{\phi}^{2}}. \qquad (2.10)$$

КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Під дією яких сил відбувається сухе очищення газових викидів?
2. Охарактеризуйте властивості фільтрувальних тканин.
3. Наведіть класифікацію тканинних фільтрів.
4. Проаналізуйте конструктивно-технологічні параметри різних типів рукавних фільтрів.
5. Принцип роботи і конструктивні особливості рукавних фільтрів.
6. Охарактеризуйте технічні характеристики різних марок фільтрів.
7. Поясніть принцип роботи й конструктивні особливості волокнистих фільтрів.
8. Наведіть приклади галузей застосування, конструктивних особливостей технічних характеристик зернистих фільтрів.
9. Особливості конструкцій фільтрів для очищення радіоактивних викидів.
10. Наведіть приклад методики технологічних розрахунків фільтрів.

3 ЗАСОБИ МОКРОГО ОЧИЩЕННЯ ГАЗОВИХ ВИКИДІВ ВІД ПИЛУ

3.1 Класифікація обладнання для мокрого пиловловлювання

Процес мокрого пиловловлювання ґрунтується на контакті насиченого пилом газового потоку з рідиною (барботажі). Внаслідок контакту з рідиною частинки пилу осаджуються на поверхню рідини та виносяться з апарата у вигляді шламу. Осадження частинок пилу на поверхню рідини відбувається під дією сил інерції та броунівського руху.

Сили інерції, що діють на частинки пилу й краплини рідини при їх зближенні, залежать від маси частинок й краплинок та швидкості їх руху. Частинки пилу менше 1 мкм не мають достатньої кінетичної енергії і при зближенні обгинають краплинки, тобто не вловлюються рідиною. Броунівський рух характерний для частинок менших 1 мм.

Значної ефективності очищення газових викидів від пилу за рахунок броунівського руху можна досягти шляхом зменшення швидкості руху газового потоку в апараті.

Абсорбція – фізичне розчинення абсорбентного компонента в розчині, при якому не відбувається хімічна реакція.

На процес осадження також впливають турбулентна дифузія, процеси конденсації, випаровування, взаємодія електрично заряджених частинок тощо. Ефективність процесу очищення газів тим більша, чим більша змочуваність частинок рідиною. Як зрошувальна рідина використовується вода або інша рідина.

Пилоочищення рідиною реалізується в мокрих газопромивачах та барботажних скруберах. Їх перевага полягає:

- в невеликій вартості при високій ефективності ;
- в можливості очищення газів при високій температурі та вологості вловлюваного пилу а також при небезпеці загорань і вибухів очищених газів;
- в можливості разом з пилом вловлювати пароподібні та газоподіб ні компоненти;
- в можливості очищення газів від частинок розміром до 0,1 мкм;
- в значній продуктивності, що знаходиться в межах 100...200 тис.м^3/год.

Недоліком мокрих пиловловлювачів є:

- необхідність переробки шламу;
- можливість виносу краплин рідини та осадження їх разом з пилом в газоходах та димососах;
- необхідність захищати антикорозійними матеріалами апаратуру та комунікації в разі очищення агресивних газів.

Класифікація мокрих пиловловлювачів залежно від поверхні контакту та способу дії подана на рис. 3.1.

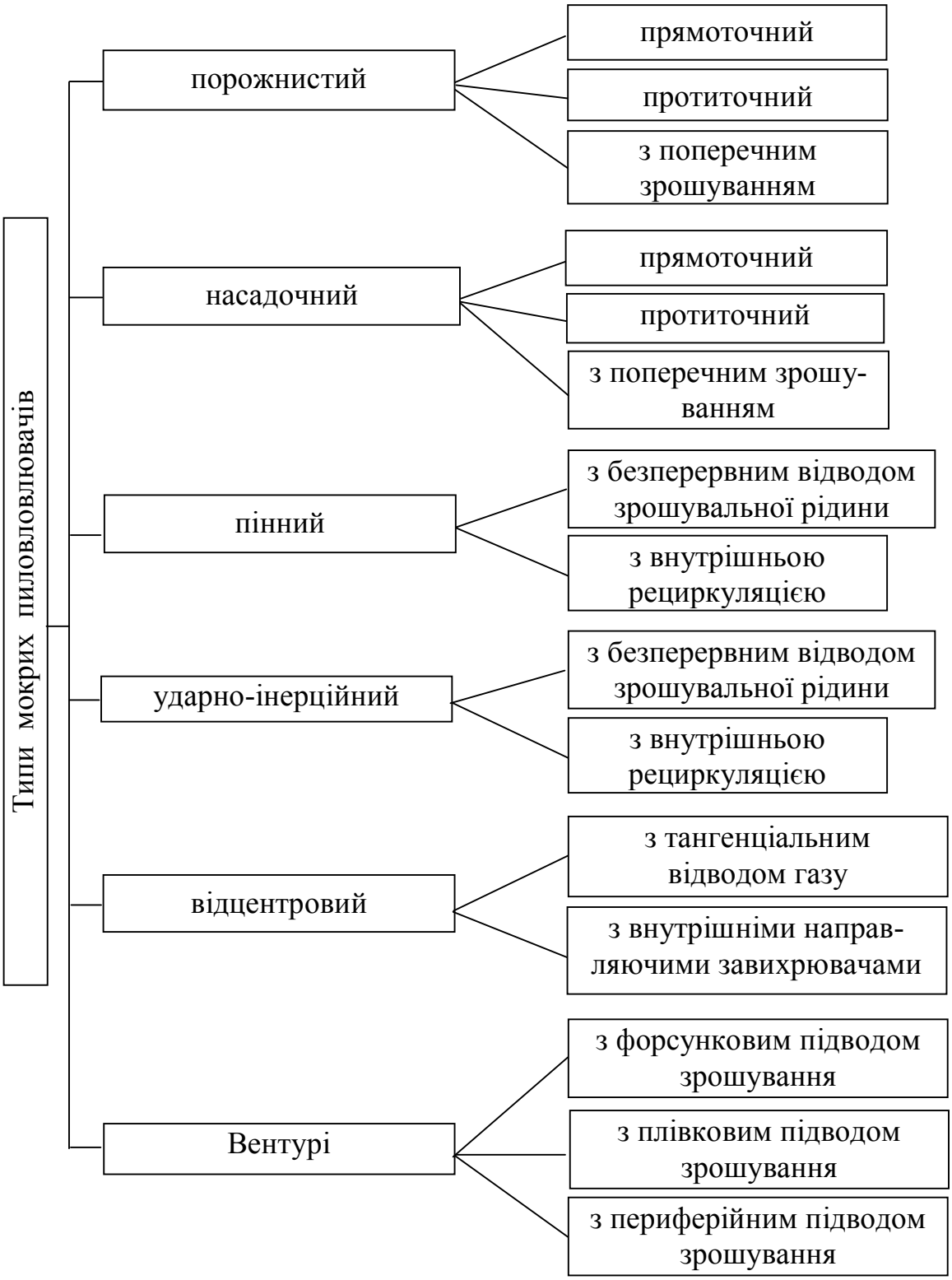


Рисунок 3.1 – Класифікація мокрих пиловловлювачів

3.2 Порожнисті газопромивачі

Порожнисті скрубери призначені очищати гази від достатньо великих частинок пилу (розмірами більше 5 мкм) та їх охолодження. В порожнистих газопромивачах частинки пилу захоплюються при пропусканні їх через завісу розпилювальної рідини. Розпилювання рідини здійснюється форсунками, які установлюються рядами. При мокрому очищенні газових викидів від пилу частіше застосовують апарати з протинаправленим рухом газів і рідини, а рідше – з поперечним зрошенням.

Конструктивна схема форсуночного протиструминного скрубера представлена на рис. 3.2.

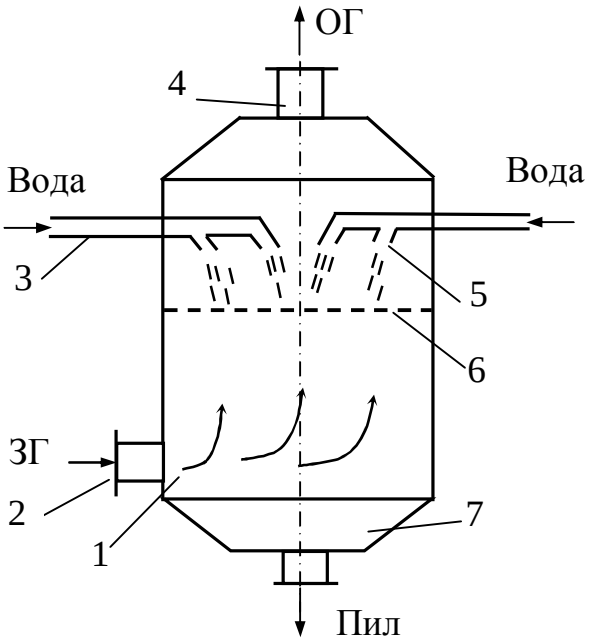


Рисунок 3.2 – Конструктивна схема форсуночного протиструминного скрубера: 1 – корпус; 2 – патрубок подачі запиленого газу; 3 – водопровід; 4 – патрубок відводу очищення газу; 5 – форсунки для розпилення води; 6 – газорозподільна решітка; 7 – бункер для шламу

Швидкість руху газу 0,6...1,2 м/с. Розміри крапель повинні бути достатніми для протидії такій швидкості руху газів. Факел розпилу форсунок повинен бути направлений вертикально вниз або під кутом до горизонтальної площини.

При проектуванні скруберів визначають площу перерізу **S**, що може бути круглою або прямокутною, та витрати рідини $\mathbf{Q_р}$.

Площа перерізу

$$\mathbf{S} = \frac{\mathbf{Q_г}}{\mathbf{V_п}}, \qquad (3.1)$$

де $\mathbf{Q_г}$ - кількість очищуваного газу при робочих умовах, $м^3$;

$\mathbf{V_п}$ - швидкість руху газів.

Витрати рідини

$$\mathbf{Q_р = m\ Q_г}, \qquad (3.2)$$

де **m** - питомі витрати рідини, кг/м^2.

При концентрації пилу **C′**=10...12 кг/м^3, питомі витрати рідини **m** = 6...8 кг/м^2. Висота скрубера становить **H** = 2,5 **D**. Продуктивність порожнистих пиловловлювачів досягає 500 тис. м^3/год при запиленості газу не більше 100 г/м^3.

3.3 Насадкові газопромивачі

Насадкові газопромивачі використовуються для уловлення тонкого пилу у вигляді туманів, добре розчинного пилу, а також при спільному протіканні процесів пиловловлення, охолодженні газів та абсорбції. В насадкових газопромивачах газ, що очищується, пропускається через насадку, яка заповнена галькою, коксом, кільцями з перегородками (Лессінга), кільцями Рашіга чи Палля, кульками з полімерних матеріалів, скла або пористої гуми.

Ефективність очищення підвищується за рахунок більш тісного контакту газу з рідиною.

Залежно від стану насадки ці газопромивачі можуть бути з нерухомою насадкою або з рухомою кульковою насадкою. Апарати з нерухомою насадкою використовують для очищення газових викидів від тонкого пилу у вигляді туманів, добре розчиненого пилу та при спільному протіканні процесів очищення й охолодження.

Конструктивна схема насадкового газопромивача з поперечним зрошенням та нерухомою насадкою подана на рис. 3.3.

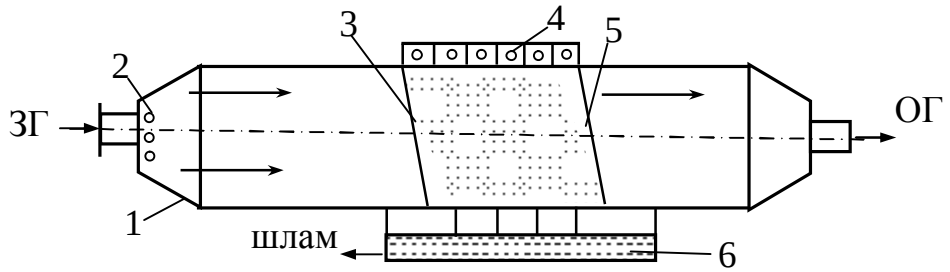


Рисунок 3.3 – Конструктивна схема насадкового газопромивача з поперечним зрошенням та нерухомою насадкою:
1 – корпус; 2 – форсунки; 3 – насадка; 4 – зрошувальний пристрій; 5 – опорна решітка; 6 - шламозбірник

Ефективність уловлення частинок розміром більше 2 мкм газопромивачем з нерухомою насадкою перевищує 90%. Їх недоліком є збільшення гідравлічного опору та зменшення продуктивності газопромивача внаслідок забруднення каналів між насадками.

Більш ефективними й розповсюдженими апаратами є апарати з рухомою насадкою, в яких пил змивається з неї. Простір між елементами насадки регулюється тиском газу в апараті, а її густина не повинна перевищувати густину рідини. Оптимальним режимом для пиловловлювання є режим псевдорозрідження, якому відповідає швидкість початку повного псевдорозрідження, що визначається за формулою:

$$V_г = \frac{S_o \cdot C \cdot \exp\left[-12{,}6 \cdot \left(\frac{Q_p}{Q_г}\right)^{0.25}\right]}{d_к}, \qquad (3.3)$$

де S_o – вільний переріз решітки (0.4...0.6 м^2/м^2);

C – коефіцієнт, що залежить від щілини опорної решітки (при b = = 2 мм C = 2.8·10^4, а при b => 2 мм C = 4.5·10^4);

$d_к$ – діаметр кулькової насадки (20...40 мм з насипною густиною 200...300 кг/м3);

Q_p, $Q_г$ – відповідно, витрати рідини та газу.

Гранично допустима швидкість газу:

$$V_{доп} = 2.9 \cdot S_o^{0.4} \left(\frac{Q_p}{Q_г}\right)^{-0.15}. \qquad (3.4)$$

Конструктивна схема газопромивача з рухомою насадкою подана на рис. 3.4.

Насадка у вигляді шару кульок 3 знаходиться в постійному русі і тому пил не злипається. Простір між кульками насадки регулюється напором газу в апараті. В цих скруберах вільне переміщення насадки в газоріднинній суміші забезпечується тим, що щільність розміщення кульок не повинна перевищувати значення густини рідини. Оптимальний діаметр кульок 20...40 мм з насипною густиною 100...300 кг/м^3. Витрати зрошувальної рідини 4...6 кг/м^3, гідравлічний опір 300...1400 Па. Швидкість руху газу 5...6 м/с.

Гідравлічний опір газопромивача з рухомою насадкою визначається за формулою:

$$\Delta P = \Delta P_{ВХ} + \Delta P_{ВИХ} + \Delta P_Н + \Delta P_Р + \Delta P_{РШ} + \Delta P_{РО}, \qquad (3.5)$$

де $\Delta P_{ВХ}$, $\Delta P_{ВИХ}$ – витрати на вході та виході газу з апарата;

$\Delta P_Н$ – гідравлічний опір шару сухої насадки;

$\Delta P_{РШ}$ – гідравлічний опір рідини, що утримується шаром насадки;

$\Delta P_Р$ – гідравлічний опір опорної решітки з шаром утримуваної рідини;

$\Delta P_{РО}$ – гідравлічний опір обмежувальної решітки.

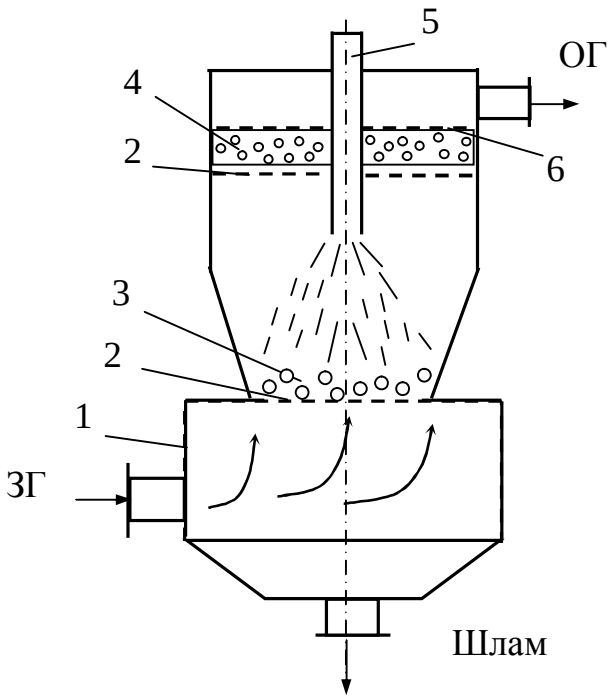


Рисунок 3.4 – Конструктивна схема газопромивача з рухомою насадкою:1 – корпус; 2 – опорна решітка; 3 – шар кульок; 4 – бризковловлювач; 5 – форсунка; 6 – обмежувальна решітка

Продуктивність за газом 3...120 тис. м^3/год. Ступінь очищення від пилу більшого 2 мкм - 97...99%. Базова модель скрубера з рухомою решіткою СДК – 1,2-2-01. Основні параметри газопромивачів серії СДК наведено в таблиці 3.1.

Таблиця 3.1 – Основні характеристики газопромивачів серії СДК

Параметри	Марка апарата		
	СДК-1,2-2-01	СДК-1,6-2-01	СДК-2,4-2-01
1	2	3	4
Продуктивність, тис.м^3/год при швидкості газу в перерізі апарата:			
4 м/с	16	32	64
7,5 м/с	30	60	120
Розрахункова площа перерізу контактної зони, м^2	1,13	2,0	4,52
Гідравлічний опір апарата, кПа	1,2-3,5	1,2-3,5	1,2-3,5
Розрідження газів всередині апарата, кП	15,0	15,0	15,0
Концентрація пилу на вході в апарат, г/м^3 не більше	10,0	10,0	10,0

Продовження табл. 3.1

1	2	3	4
Густина зрошення, $м^3/м^2 \cdot год$	25-35	25-35	25-35
Залишкове каплевинесення, $г/м^3$, не більше	0,07-0,1	0,07-0,1	0,07-0,1
Температура газу на вході в апарат, ˚С, не більше	100-120	100-120	100-120
Температура зовнішньої поверхні, ˚С	40	40	40
Граничний вміст завісі в зворотному розчині при подачі зрошення через форсунки, $г/м^3$, не більше	10	10	10
Ступінь очищення, % від пилу (d_{50}> 2 мм)	96-99	96-99	96-99
Габаритні розміри, мм: діаметр, не менше	1200	1600	2400
висота, не більше	8300	10520	12600
ширина, не більше	1900	2600	3600
маса, кг ± 20	2300	3850	5700

3.4 Пінні пиловловлювачі

При збільшенні швидкості пропускання газу через шар рідини барботажний режим переходить в пінний. При цьому відбувається інтенсивне дроблення потоку на мілкі бульбашки та струмки з утворенням суцільної піни. Під дією газового потоку також відбувається відривання рідини з утворенням мілких краплин та плівок. Утворюється розвинута поверхня масообміну, яка збільшує продуктивність та ефективність очищення газу пінним пиловловлювачем.

Основним конструктивним елементом пінних пиловловлювачів є решітка або тарілка. Решітка разом з піною створюють полицю апарата. Решітки бувають дірчасті, щілинні, трубчасті та колосникові. Апарати бувають одно- та багато поличні з провальними й переливними решітками.

Конструктивні схеми барботажно-пінних пиловловлювачів подані на рис. 3.5,а – з провальною, а на рис. 3.5,б – з переливною решіткою.

Пиловловлювачі марки ПВП мають 12 типорозмірів діаметром 600... 2500 мм з продуктивністю 3...90 тис. $м^3$/год. Швидкість газу 2,5...4,5 м/с, гідравлічний опір 100...1900 Па. Питомі витрати рідини 0,6...0,8 $кг/м^3$.

Для очищення аспіраційного повітря та газів від пилу, що не схоплюється в воді, використовуються гідравлічні пиловловлювачі безперервної дії. Конструктивна схема гідравлічного пиловловлювача з внутрі-

шньою циркуляцією й періодичним вивантаженням вловлених продуктів в вигляді розчинів або шламів подана на рис. 3.6.

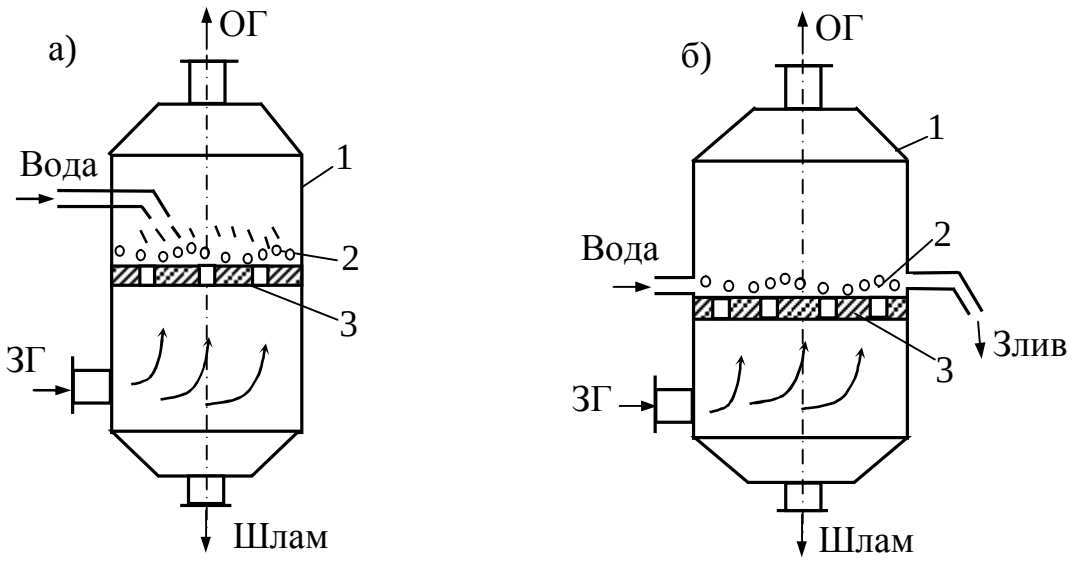


Рисунок 3.5 – Конструктивні схеми барботажно-пінних пиловловлювачів: 1 – корпус, 2 – шар рідини та піни; 3 - решітка

Запилений газ спочатку надходить в простір під решіткою, де захоплює частину рідини. Потім, пройшовши отвори решітки з швидкістю 10...12 м/с, контактує з шаром турбульованої піни. Відділення очищеного від води газу виконує відцентровий краплеуловлювач. Висота пінного шару 400...500 мм.

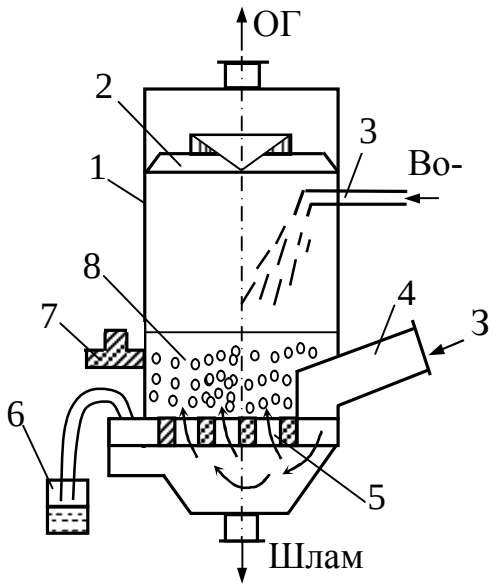


Рисунок 3.6 - Конструктивна схема гідравлічного пиловловлювача: 1 – корпус; 2 – відцентровий краплеуловлювач; 3 – патрубок підведення води; 4 – патрубок подачі запиленого газу; 5 – тарілка; 6 – гідравлічний затвор; 7 – регулятор рівня води; 8 – шар турбульованої піни $h_П$ = 400...500 мм

Скрубери типу ГДП мають продуктивність 5, 7, 10 тис. $м^3$/год, максимальний гідравлічний опір 1800 Па, їх технічні характеристики наведено в табл. 3.2.

Таблиця 3.2 – Технічні характеристики газопромивачів типу ГДП-М

Параметри	Марка апарата		
	ГДП-5М	ГДП-7М	ГДП-10М
Продуктивність за газом, $м^3$/год	5000	7000	10000
Максимальна температура газу на вході, ˚С	250	250	250
	ГДП-5М	ГДП-7М	ГДП-10М
Максимальний гідравлічний опір, Па	1800	1800	1800
Запиленість газів на вході, $г/м^3$	до 30	до 30	до 30
Питоме зрошення, $л/м^3$	0,015-0,05	0,015-0,05	0,015-0,05
Діаметр апарата, м	1,0	1,25	1,5
Висота апарата, м	2,9	3,2	3,65
Маса в робочому стані, кг ± 20	1000	1560	2200

3.5 Ударно-інерційні газопромивачі

В основі роботи цих апаратів лежить принцип інерційного осідання частинок при різкій зміні напряму руху газового потоку над рідиною. Контакт газу з рідиною здійснюється внаслідок удару газового потоку об поверхню рідиною. Потім газорідинна суспензія, що утворилася внаслідок удару, пропускається через отвори різної конфігурації. При цьому утворюються краплини діаметром 300...400 мкм. В ударно-інерційних газопромивачах відсутні засоби перемішування рідини. Тому вся енергія, що необхідна для утворення поверхні контакту, підводиться через газовий потік.

Конструктивна схема ударно-інерційного газопромивача типу скрубера Дойля подана на рис. 3.7.

Газ подається по трубі зі швидкістю 15...20 м/с, яка при виході з конічного сопла досягає 35...55 м/с. Відстань між соплом та рідиною не повинна перевищувати 10...20 мм. При ударі газу об поверхню рідини, він її спінює, створюючи розвинуту поверхню масообміну. Перегородки призначені змінювати напрям руху газу, що сприяє сепарації спіненої рідини. Питомі витрати рідини складають 0,13 $л/м^3$. Гідравлічний опір скрубера Дойля складає 500...1500 Па.

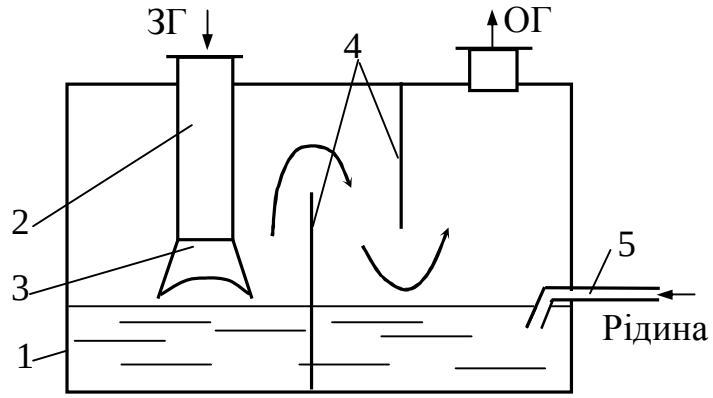


Рисунок 3.7 – Конструктивна схема ударно-інерційного скрубера Дойля:
1 – корпус; 2 – труба для подачі забрудненого газу; 3 – конічне сопло; 4 – перегородки; 5 – штуцер для подачі рідини

Різновидністю ударно-інерційних газопромивачів є статичний ротоклон типу N, конструктивна схема якого подана на рис. 3.8.

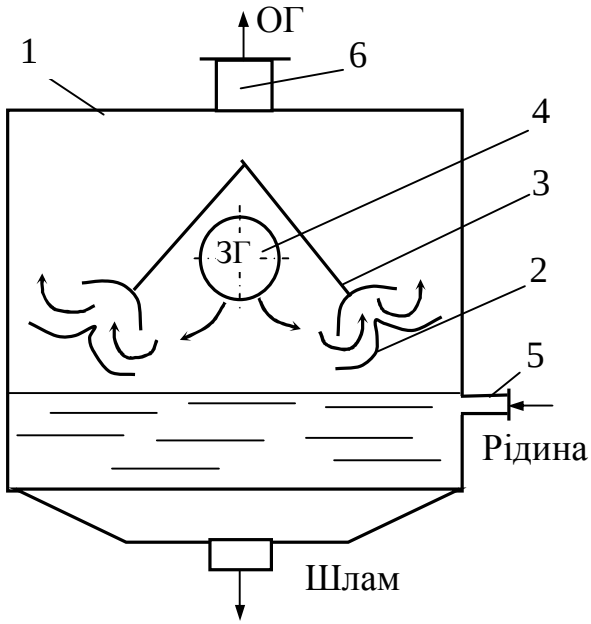


Рисунок 3.8 – Конструктивна схема ударно-інерційного статичного ротоклона: 1 – корпус, в середині якого розміщений контактний елемент, що складається з направляючих лопаток 2 та краплевідбійника 3; 4 – штуцер для подачі запиленого газу; 5 – штуцер для подачі рідини; 6 – штуцер для відведення очищеного газу

Продуктивність ротоклонів 4...40 тис. м^3 газу. Швидкість газів до 25 м/с. Витрати рідини до 0,5 м^3/год. Гідравлічний опір ротоклонів 1500 ...1900 Па.

Для очищення газу від середньо- й дрібнодисперсного пилу використовується пиловловлювач типу ПВМ з нерухомими направляючими та рухомими контактними перегородками. Конструктивна схема скрубера типу ПВМ подана на рис. 3.9.

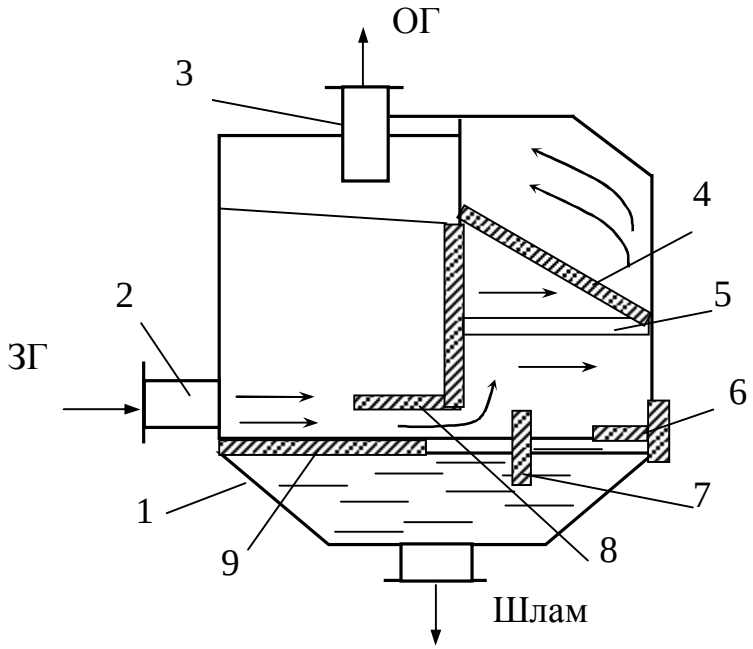


Рисунок 3.9 - Конструктивна схема скрубера типу ПВМ:
1 – корпус; 2 – вхідний патрубок; 3 – вентилятор; 4 – краплиновловлювач;
5 – верхня перегородка; 6 – пристрій для підтримування рівня води;
7 – нижня перегородка; 8 – нерухома перегородка; 9 – рухома перегородка

Рівень води за перегородками при роботі вентилятора змінюється. Рухома перегородка переміщується у відповідності з висотою підтримуваного рівня води. Газовий потік, проходячи через щілину, що утворена поверхнею води й нижньою кромкою нерухомої перегородки, захоплює з собою воду. Частинки пилу, що сепаровані з газового потоку, осаджуються на поверхні перегородок, які змочені водою. Звідти вони осідають на дно бункера.

Продуктивність пиловловлювачів типу ПВМ – 3...40 тис. $м^3$/год. Гідравлічний опір складає 800...2000 Па. Концентрація шкідливих речовин в запиленому газу не більше 10 $г/м^3$. Технічна характеристика типорозмірів пиловловлювачів типу ПВМ наведена в таблиці 3.3.

Таблиця 3.3 – Технічна характеристика пиловловлювачів типу ПВМ

Типорозмір пиловловлювача	Продуктивність, $м^3$/год	Тип і номер встановленого вентилятора	Об'єм води в бункері пиловловлювача, $м^3$	Маса (без води і вентиляційного агрегата), кг
ПВМ 3 СА	3000	В-Ц 14-46 № 2,5-0,1	0,7	747
ПВМ 5 СА	5000	В-ЦП 7-40 № 5-06	1,2	1200
ПВМ 10 СА	10000	В-ЦП 7-40 № 6-06	1,45	2610
ПВМ 20 СА	20000	В-ЦП 6-45 № 8-06	2,2	2625
ПВМ 40 СА	40000	В-Ц 4-76 № 10-06	5,5	3750
ПВМ 5 КВ	5000	В-ЦП 7-50 № 5-06	1,2	1265
ПВМ 10 КВ	10000	В-ЦП 7-40 № 6-06	2,3	1828
ПВМ 20 КВ	20000	В-ЦП 6-45 № 8-06	3,0	2005
ПВМ 40 КВ	40000	В-Ц 4-76 № 10-06	5,8	3932
ПВМ 10 Б	10000	В-ЦП 7-40 № 6-06	1,45	1520
ПВМ 20 Б	20000	В-ЦП 6-45 № 8-06	2,2	2320
ПВМ 40 Б	40000	В-Ц 4-76 № 10-06	5,5	4150

3.6 Газопромивачі відцентрової дії

Підвищення ефективності пиловловлення скруберів досягається збільшенням відносної швидкості краплин та газового потоку за рахунок використання відцентрових сил обертового газового потоку.

За конструктивними особливостями скрубери поділяються на: апарати з тангенціальним підведенням газів; апарати з закручуванням газового потоку за допомогою спеціальних направляючих лопатів та апарати з боковим розташуванням форсунок.

Конструктивна схема відцентрового скрубера з тангенціальним підведенням газів подана на рис. 3.10.

В скруберах з тангенціальним підведенням газів швидкість газового потоку на вході досягає 16...40 м/с, а в перерізі апарата 1,2...2,4 м/с. Зрошування стінок скрубера здійснюється форсунками з витратами рідини в кількості 0,5...0,7 $л/м^3$ газів під тиском 0,7...3,0 МПа. Близько 40% краплин рідини припадає на частину скрубера, де вводиться газовий потік.

Технічна характеристика газопромивачів конструкції СНОТ наведена в таблиці 3.4.

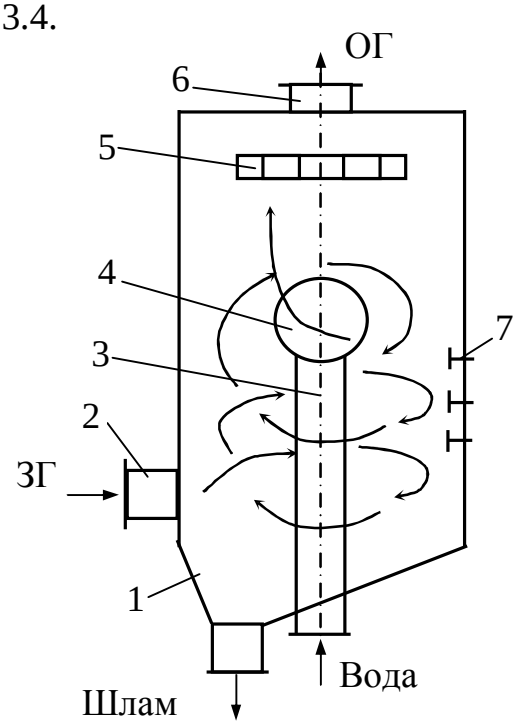


Рисунок 3.10 – Конструктивна схема відцентрового скрубера з тангенціальним підведенням газів: 1– корпус; 2 – штуцер у вигляді равлика для тангенціального підведення запиленого газу; 3 – патрубок з системою зрошування для подачі води; 4 – центральний диск; 5 – лопаті для вирівнювання потоку; 6 – патрубок для відведення очищеного газу; 7 – форсунки для зрошення стінок скрубера

Таблиця 3.4 – Технічна характеристика газопромивачів (скруберів) конструкції СНОТ

Показники	Номер газопромивачів								
	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Продуктивність, $м^3$/год при вхідній швидкості, м/с									
14	12,5	17,5	25	35	50	75	100	140	200
20	17,5	25	35	50	75	100	140	200	280
Діаметр вхідного патрубка, м	530	665	790	940	1120	1330	1580	1880	2240
Внутрішній діаметр апарата, м	1344	1596	1896	2256	2688	3192	3792	4512	5400
Витрати води (максимальний), $м^3$/год	2,0	2,8	3,9	5,5	7,7	11,0	15,5	22	31

Конструктивна схема відцентрового скрубера з внутрішніми завихрювачами представлена на рис. 3.11.

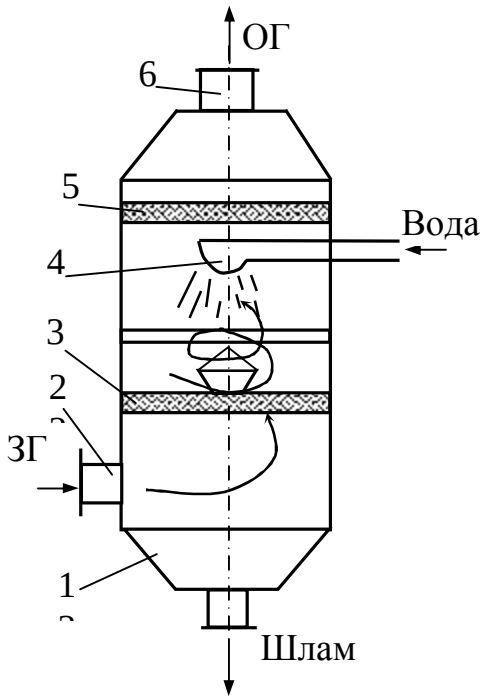


Рисунок 3.11 – Конструктивна схема відцентрового скрубера з внутрішніми завихрювачами:
1– корпус; 2 – штуцер підведення запиленого газу; 3 – завихрювач для створення тангенціального руху газів; 4 – зрошувач; 5 – розкручувач для вирівнювання газового потоку; 6 – патрубок для відведення очищеного газу

Для видалення дрібних частинок пилу використовуються скрубери з багатоярусним розташуванням пристроїв для закручування газового потоку.

Скрубери з водяною плівкою типу ЦВП використовуються для очищення повітря від нецементуючого пилу з концентрацією до 2 г/м^3. Продуктивність в залежності від вхідної швидкості та типорозміру складає 12,5...200 м^3/год. Витрати води 2...31 м^3/год. Ступінь очищення газів досягає 97%, гідравлічний опір складає від 3,6 ГПа у звичайних скруберах до 80 ГПа у швидкісних.

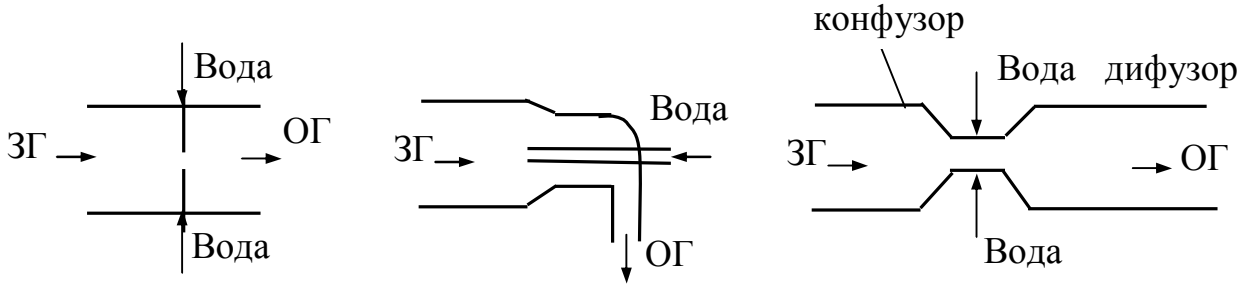
Апарати конструкції СНОТ використовуються для уловлення мокрого пилу. Продуктивність в залежності від вхідної швидкості та типорозміру швидкісного промивача складає 12,5...200 м^3/год, витрати води – 2...31 м^3/год.

3.7 Швидкісні газопромивачі

Швидкісні газопромивачі використовуються для очищення газів від мікронного та субмікронного пилу. Принцип дії швидкісних газопромивачів або скруберів Вентурі ґрунтується на інтенсивному дробленні газовим

потоком, що рухається з швидкістю 60...150 м/с, зрошуючої його рідини. На інтенсивність осадження частинок пилу суттєво впливають турбулентність газового потоку пилу та краплин рідини.

За конструктивними особливостями швидкісні газопромивачі поділяються на дросельні (рис.3.12,а), з рухомим дисковим шибером (рис. 3.12,б) та скрубери Вентурі (рис. 3.12,в).



а) б) в)

Рисунок 3.12 – Конструктивні особливості швидкісних газопромивачів

Скрубери Вентурі за конструктивними особливостями відрізняються перерізом й довжиною горловини, способом підведення зрошуваної рідини, компонуванням тощо. За конфігурацією поперечного перерізу скрубери Вентурі бувають круглі, щілинні та кільцеві.

Конструктивна схема скрубера Вентурі щілинного перерізу, в якому регулювання площі горловини здійснюється за допомогою поворотних заслінок, подана на рис. 3.13.

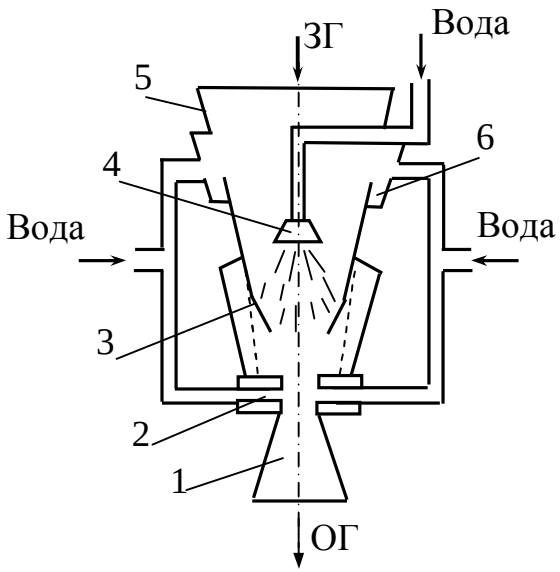


Рисунок 3.13 – Конструктивна схема скрубера Вентурі щілинного перерізу: 1 – дифузор; 2 – форсунки нижнього ярусу зрошування; 3 – регулю ювальні лопаті; 4 – форсунка; 5 – конфузор; 6 – кишеня плівкового зрошування

Конструктивна схема скрубера Вентурі кільцевого перерізу, в якій вздовж осі переміщується регулювальний конус, подана на рис. 3.14.

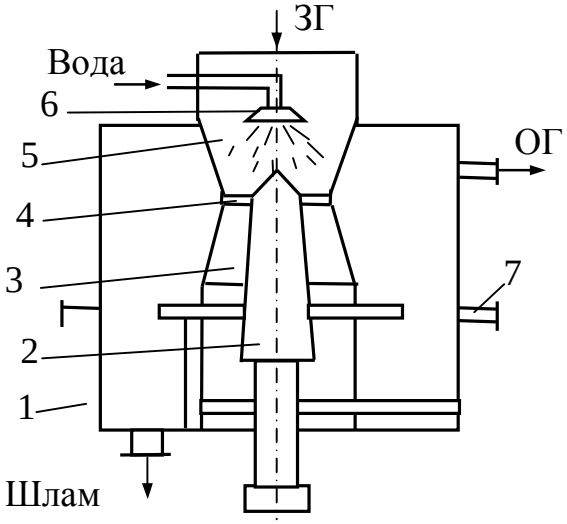


Рисунок 3.14 – Конструктивна схема скрубера Вентурі кільцевого перерізу: 1 – корпус; 2 – регулювальний конус; 3 – дифузор; 4 – горловина; 5 – конфузор; 6 – форсунка; 7 – відцентровий краплеуловлювач

При великих об'ємах газів для очищення застосовують батарейні або групові компонування скруберів.

Продуктивність скруберів Вентурі 2...500 тис. $м^3$/год, гідравлічний опір 20...30 кПа, що виникає внаслідок значних швидкостей 40...150 м/с. Витрати води на зрошування становлять 0,25...10 л на $м^3$ очищуваного газу.

Технічні показники скруберів Вентурі з кільцевим перерізом горловини наведено в табл. 3.5.

3.8 Технологічні розрахунки пінних пиловловлювачів

В результаті проведення розрахунків визначають оптимальні значення конструктивних елементів та гідравлічних параметрів. Вихідними даними є: витрати очищуваних газів та їх температура, початкова концентрація пилу, густина частинок пилу, дисперсійний склад пилу та умови, що необхідні для створення стійкої роботи пиловловлювачів.

Густина очищувальних газів при робочих умовах

$$r_p = r_0 \frac{\mathbf{T_0} \times \mathbf{P}}{\mathbf{T} \times \mathbf{P_0}}, \qquad (3.6)$$

де **P**, **T** – фактичні значення, відповідно, абсолютного тиску (кПа) і температури (˚К) газів;

$\mathbf{P_0}, \mathbf{T_0}$ – значення, відповідно, тиску й газу для нормальних умов ($\mathbf{P_0}$=0,101мПа, $\mathbf{T_0}$=273˚К);

$\boldsymbol{\rho_0}$– густина газів при нормальних умовах (кг/$м^3$).

Таблиця 3.5 – Технічні показники скруберів Вентурі з кільцевою горловиною

Найменування	Марка Скрубера									
	СВ150/90-800	СВ210/120-1200	СВ300/180-1600	СВ400/250-2200	СВ900/820-1600	СВ1150/1020-2400	СВ1380/1220-2000	СВ1380/1220-2000	СВ1620/1420-2400	СВ1960/1620-2800
Продуктивність, тис. $м^3$/год.:										
максимальна	7	15	30	50	180	120	180	240	340	500
мінімальна	2	7	15	30	50	80	120	160	240	340
Висота скрубера Н, мм	4095	4980	6205	7400	9160	1160	13165	11060	13165	14850
Розміри труби-розпилювача, мм										
діаметр горловини	150	210	300	400	900	1020	1150	1380	1620	1850
діаметр обтічника	90	120	180	250	820	920	120	1220	1420	1620
хід обтічника	25	250	350	350	150	185	212	245	350	400
Число краплеуловлювачів, шт.	1	1	1	1	1	1	1	2	2	2
Діаметр краплеуловлювача, мм	800	1200	1600	2200	1600	2000	2400	2000	2400	2800
Швидкість газу у вільному перерізі краплеуловлювача, м/с										
максимальна	5,0	5,0	5,0	5,0	11,0	10,6	11,0	10,6	10,4	11,3
мінімальна	1,4	2,3	2,5	3,0	6,9	7,4	7,4	7,1	7,4	7,7
Масса, т	1,14	1,90	3,7	6,63	8,06	14,17	14,17	19,96	27,0	34,47

Площа поперечного перерізу апарата

$$S = \frac{Q_г}{V_г'}, \qquad (3.7)$$

де $V_г'$ – швидкість газів в апараті, яку приймають в межах 2,5...4,5 м/с.

Діаметр корпусу апарата

$$D' = \sqrt{\frac{4S'}{p}}. \qquad (3.8)$$

За розрахунковим діаметром та продуктивністю вибирають марку апарату і за стандартним діаметром обчислюють фактичну площу перерізу:

$$S = \frac{pD^2}{4}. \qquad (3.9)$$

Уточняють швидкість газу в апараті

$$V_г = \frac{Q_г}{S}. \qquad (3.10)$$

Витрати рідини на зрошення апарата складають

$$Q_р = g_р S\ , \qquad (3.11)$$

де $g_р$ – густина зрошення, яку приймають для середньорозчинних газів $g_р$ =10…25м^3/м^2·год та для поганорозчинних газів $g_р \le 100$м^3/м^2·год.

Вільний переріз решітки визначають за формулою, м^3/м^2

$$S_0 = 12V_г^{0,35}q_р^{0,16}d_0^{0,37}H_п^{-0,465}г_р^{-0,53}, \qquad (3.12)$$

де d_0 – діаметр отворів в решітці, приймається 4…8мм;

$H_п$ – висота пінного шару на кожній решітці апарата, яка приймається 400…500мм;

$г_р$ – густина рідини (води).

Відстань між отворами решітки, при ромбічній симетричній розмітці отворів

$$l = d_0\sqrt{\frac{0,091}{S_0}}, \qquad (3.13)$$

при рядковій та квадратній розмітці отворів

$$\mathbf{l = d_0 = \sqrt{\frac{0,8}{S_0}}}, \tag{3.14}$$

Загальний гідравлічний опір пінного апарата

$$\Delta\mathbf{P} = \Delta\mathbf{P_{рс}} + \Delta\mathbf{P_{ш}} + \Delta\mathbf{P_{ап}} + \Delta\mathbf{P_{\sigma}}. \tag{3.15}$$

Гідравлічний опір сухої решітки при $\mathbf{S_0} \geq 18 м^2/м^2$ обчислюють за формулою

$$\Delta\mathbf{P_{рс}} = \frac{\varphi_р \rho_г \mathbf{V_г^2}}{\mathbf{2gS_0^2}}, \tag{3.16}$$

де $\varphi_р$ – коефіцієнт місцевого опору решітки, для дрібнодірчастої та велико дірчастої решіток приймається рівним 1,45. Для трубчастої решітки коефіцієнт місцевого опору визначають за формулою

$$\varphi_р = \mathbf{0,225 d_{тр}^{0,25} \cdot b_ш^{-0,35}}, \tag{3.17}$$

де $\mathbf{d_{тр}}$ – зовнішній діаметр труб решітки;

$\mathbf{b_ш}$ – ширина щілини.

Гідравлічний опір шару піни $DP_Ш$ знаходять за формулою

$$\Delta\mathbf{P_ш} = \mathbf{a H_п} \rho_р \mathbf{V_г^{-0,5}}, \tag{3.18}$$

де а – коефіцієнт, значення якого визначається типом решітки (для дрібнодірчастої – 4,38; для великодірчастої – 3,97; для трубчастої – 4,1).

Гідравлічний опір корпусу апарата визначають за формулою

$$\Delta\mathbf{P_а} = \frac{\xi_а \mathbf{V_г^2} \rho_г}{\mathbf{2}}, \tag{3.19}$$

де $\xi_а$ – коефіцієнт місцевого опору апарата, що віднесений до швидкості газу в повному перерізі, і для апарата без краплеуловлювача рівний 15, а для апарату з жалюзійним краплеуловлювача – 28.

Гідравлічний опір на подолання сил поверхневого натягу рідини обчислюють за формулами:

для дірчастої решітки

$$\Delta P_\sigma = \frac{\mathbf{4\sigma}}{\mathbf{d_0}}, \tag{3.20}$$

для трубчастої решітки

$$\Delta P_\sigma = \frac{\mathbf{2\sigma}}{\mathbf{B_т}}, \tag{3.21}$$

де s – величина поверхневого натягу, яка для води при температурі +25˚С рівна $6{,}3\cdot10^{-2}$ Н/м.

Фракційну ефективність очищення пилогазових викидів в пінному пиловловлювачеві обчислюють за формулою

$$h_i = 100\left[1 - 5\cdot10^{-3} - \left(\frac{1{,}28 - d_{ni}^{0.02}}{A^{0.8}V_r^{0,25}}\right)\right], \qquad (3.22)$$

де d_{ni} – діаметр частинок фракції пилу;

A – величина поверхні контакту фаз, яка віднесена на $1м^2$ решітки

$$A = 19{,}6\cdot10^3\cdot V_r^{1,35}q_p^{0,5}S_0^{-2,47}d_4^{0,8}r_p^{-1,25}, \qquad (3.23)$$

Загальна ефективність пиловловлення в пінному апараті

$$h = \sum_{i=1}^{i=n}\frac{D_{j_i}\cdot h_i\cdot\Phi_i}{100}, \qquad (3.24)$$

де Φ_i– вміст фракції в газах.

КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Поясніть суть мокрого пиловловлення.
2. Наведіть класифікацію мокрих пиловловлювачів.
3. Принцип роботи і конструктивні особливості порожнистих газопромивачів.
4. Поясніть принцип роботи й конструктивні особливості насадкових газопромивачів.
5. Охарактеризуйте технічні характеристики насадкових газопромивачів.
6. Принцип роботи, конструктивні й технічні характеристики пінних пиловловлювачів.
7. Наведіть принцип роботи й конструктивні особливості ударно-інерційних газопромивачів.
8. Принцип роботи й характеристика газопромивачів відцентрової дії.
9. Охарактеризуйте принцип роботи, конструктивні особливості й технічні характеристики швидкісних газопромивачів.
10. Наведіть методику технологічних розрахунків пінних пиловловлювачів.

4 ЗАСОБИ АБСОРБЦІЙНОГО ОЧИЩЕННЯ ГАЗОВИХ ВИКИДІВ ВІД ГАЗО- Й ПАРОПОДІБНИХ РЕЧОВИН

4.1 Класифікація технологічного обладнання для абсорбційного очищення газових викидів

У викидах технологічних газів крім твердих частинок знаходяться шкідливі газо- й пароподібні речовини. До цих речовин відносяться оксиди та діоксиди сірки, азоту й вуглецю, сірководень, хлор, хлористий водень тощо. З метою санітарного очищення газових викидів від цих шкідливих інградієнтів та використання напівфабрикатів, що вловлюються, для одержання кислот, сірки, добрив та інших продуктів застосовують абсорбційний метод. Фізико-хімічний метод абсорбції грунтується на властивості рідин розчиняти гази, тобто вибірково поглинати гази рідиною з утворенням розчинів.

В процесі абсорбції беруть участь дві фази – рідка й газова. В абсорбційних процесах масообмін відбувається на поверхні дотику фаз.

Абсорбцію поділяють на фізичну та хімічну (хемосорбцію).

При фізичній абсорбції відбувається фізичне розчинення абсорбувального компонента в розчині, що не супроводжується хімічною реакцією. Абсорбція відбувається в випадку, коли парціальний тиск абсорбувного компонента в газовій фазі більший його рівноважного парціального тиску компонента над даним розчином. Чим більша різниця між цими тисками, тим більша рухома сила процесу й тим швидше відбувається абсорбція. Для багаторазового використання абсорбент (поглинач) регенерують фізичними методами: підвищенням температури, зниженням тиску або сукупністю цих параметрів. Якщо компонент, що поглинається, не має ніякої цінності або процес регенерації дуже трудомісткий, то поглинач використовують декілька разів і після відповідної обробки скидають в каналізацію. Це не є оптимальним рішенням, оскільки забруднює водне середовище. Метод, що поєднує абсорбцію з десорбцією, дозволяє не тільки добувати корисні компоненти з газових систем й знизити до мінімуму витрати абсорбента, але й відповідає вимогам захисту довкілля.

Як поглинальні розчини при фізичній абсорбції використовують воду, а також органічні й неорганічні розчини, які не вступають в хімічну реакцію з абсорбувальними компонентами. Ефективність добування компонента з газової суміші при фізичній абсорбції підвищують використанням принципу протитоку з безперервною подачею в абсорбер свіжого розчину.

При хемосорбції абсорбувальний компонент вступає в хімічну реакцію з поглиначем, утворюючи нові хімічні з’єднання в рідкій формі. При цьому можливі два варіанти – протікання оборотних і необоротних реакцій. В обох випадках рівноважний парціальний тиск компонента, від якого очищується газ, значно нижчий порівняно з фізичною абсорбцією. В зв’язку з

цим хемосорбційні процеси при рівних умовах з фізичною абсорбцією забезпечують повніше добування компонентів з газових сумішей. Регенерацію поглинальних розчинів виконують фізичними й хімічними методами. Фізичні методи використовують при протіканні оборотних хемосорбційних процесів, а хімічні – необоротних хемосорбційних процесів.

Як поглинальні розчини в процесі хемосорбції використовують водні розчини солей та органічних розчинників. Поглинальні розчини повинні мати високу поглинальну спроможність й селективність відносно компонента, який добувається, бути термічностійкими й спроможними до регенерації, не викликати корозію апаратів та мати невисоку ціну.

Універсальних поглинальних розчинів, що однаковою мірою задовольняють всі вимоги, в практиці абсорбційного очищення газових викидів не існує. В кожному конкретному випадку вибирають абсорбент, який відповідає головним критеріям оптимізації, що можуть бути різними для різних процесів. Як поглинальні розчини використовують водні розчини лугів, кислот, солей, спиртів та органічних розчинників. Поглинальний розчин повинен мати незначну в′язкість та температуру кипіння більшу, ніж води (150°С і більше).

Оптимальні умови процесів абсорбційного очищення газів забезпечуються відповідним співвідношенням між концентраціями речовин, що беруть участь в абсорбційному процесі, в момент рівноваги, та швидкістю, з якою така рівновага встановлюється.

Для вирішення технологічних задач з очищення викидів газів від газо- й пароподібних речовин використовуються різні за конструктивними особливостями абсорбери (рис. 4.1).

4.2 Поверхневі насадкові абсорбери

В поверхневих (насадкових) абсорберах контакт газу з рідиною відбувається на змоченій поверхні насадки, по якій стікає зрошувальна рідина. Залежно від щільності зрошування й швидкості газового потоку насадкові абсорбери можуть працювати в різних гідродинамічних режимах: плівковому, підвішування, емульгування та винесення.

Плівковий режим характеризується невеликими навантаженнями за газом та рідиною. При цьому спостерігається незначна взаємодія між рідиною та газом. Кількість утримуваної насадкою рідини не залежить від швидкості газу. Опір насадки при такому режимі прямо пропорційний квадрату швидкості газового потоку.

Режим підвішування настає у випадку, коли при збільшенні швидкості висхідного потоку газу швидкість стікання рідини по насадці зменшується. Відбувається накопичення рідини в місцях контакта насадкових тіл і збільшується кількість утримуваної рідини. При такому режимі спостерігається різке збільшення опору змоченої насадки при незначному збільшенні

швидкості газу. Збільшується змочена й активна поверхня насадки, що сприяє інтенсифікації масообміну.

Рисунок 4.1 – Класифікація абсорберів

Режим емульгування відбувається внаслідок значного накопичення рідини в насадці. Газ при цьому не проходить суцільним потоком, а барботує через рідину, що накопичилась в насадці. Режим емульгування відповідає максимальній ефективності насадкових абсорберів. Це відбувається внаслідок збільшення поверхні контакту фаз, яка при цьому режимі визначається не тільки геометричною поверхнею насадки, але й поверхнею бульбашок й струмин газу в рідині.

Режим винесення рідини починається тоді, коли швидкість газу перевищує швидкість, що відповідає режиму захлинання. При такому режимі газ знову стає суцільною фазою і відбувається значне винесення із апарата рідини у вигляді крапель.

Конструктивні схеми насадкових абсорберів з суцільним (а) та багатошаровим (б) завантаженням насадки подані на рис. 4.2.

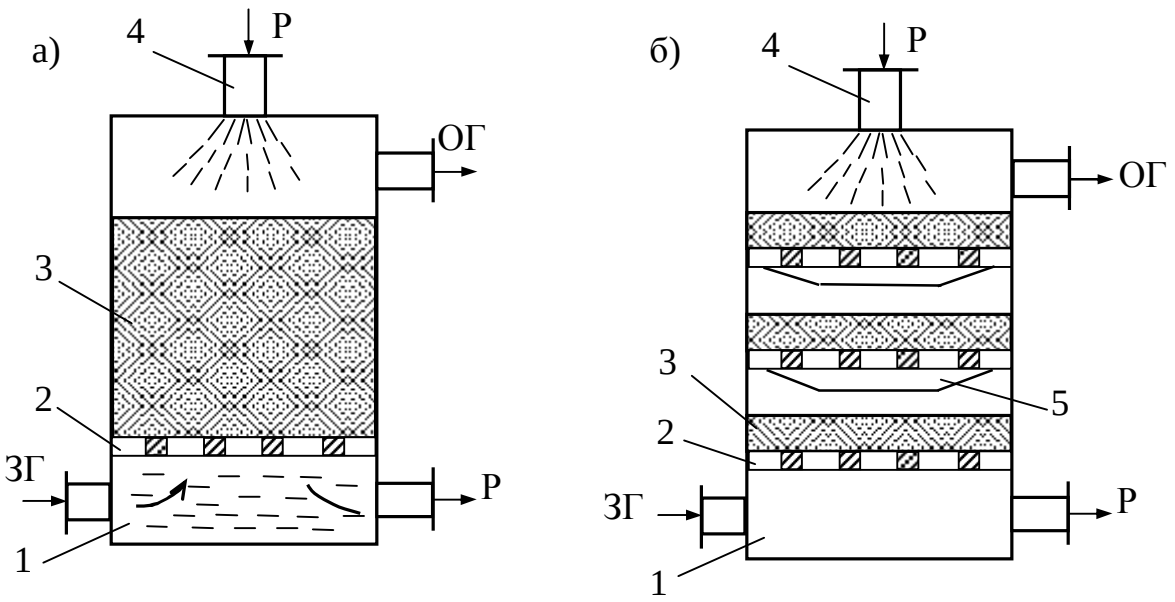


Рисунок 4.2 – Конструктивні схеми насадкових абсорберів:
1 - корпус; 2 – опорна решітка; 3 – насадка; 4 – зрошувальний пристрій;
5 - перерозподільний пристрій для рідини

Ефективність роботи абсорбера визначається типом насадки та її укладанням. Насадка повинна мати малий гідравлічний опір, рівномірно розподіляти рідину, мати високу механічну міцність, добре змочуватися, мати малу насипну густину, не забиватися та не мати антикорозійних властивостей. Використовують такі типи насадок: кільцеві (кільця Рашіга, кільця Лессінга, кільця Палля), сідлові (сідла Берля, сідла Інталокс); хордові; плаваючі та блочні.

Зрошування насадок виконують за допомогою компактних та роздрібнених струменів. Компактні струмені забезпечують нерозбризкуючі зрошувачі, що включають трубчасті розподільники рідини, розподільчі плити або розподільчі жолоби. Високий ступінь змочуваності верхнього шару насадки дозволяють зрошувачі з роздрібненим струменем, тобто розбризкуючі зрошувачі. До них відносяться перфоровані стакани, розбризкуючі зірки, багатоярусні гірляндові та щілинні зрошувачі.

Гідравлічний опір насадки визначається за формулою

$$\Delta P_{ЗР} = M \Delta P_{СУХ}, \qquad (4.1)$$

де $D\mathbf{P_{СУХ}}$ – гідравлічний опір сухої насадки, Па;

M – коефіцієнт, що залежить від щільності зрошення й виду насадки, та обчислюється за формулою:

$$\mathbf{M = 10}^{\,bL_{ЗР}}, \tag{4.2}$$

де b – коефіцієнт, що вибирається залежно від типу й розмірів насадки, значення якого (35...50) 10^3;

$\mathbf{L_{ЗР}}$ – щільність зрошування.

Гідравлічний опір сухої насадки визначається за формулою

$$D\mathbf{P_{СУХ}} = \chi\frac{\mathbf{h_H V_K^2 \rho_Г}}{\mathbf{2d_{ЕКВ}}}, \tag{4.3}$$

де $\mathbf{h_H}$ – висота шару насадки, м;

$\mathbf{V_K}$ – дійсна швидкість газу в каналах насадки, до 10 м/с;

$r_Г$ – густина газу, кг/м^3;

$\mathbf{d_{ЕКВ} = 4}\varepsilon / \boldsymbol{a}$ – еквівалентий діаметр насадки, м;

ε – вільний об'єм насадки, м^3;

$\boldsymbol{a}$ – питома поверхня насадки, м^2/м^3;

χ – коефіцієнт, що залежить від режиму руху газу та є функцією від критерію Рейнольдса **Re**.

Недоліком насадкових абсорберів є їх значна металоємність, складність відведення тепла та громіздкість.

4.3 Барботажні абсорбери

Принцип роботи цих абсорберів ґрунтується на проходженні (барботажі) бульбашок газу через шар рідини. Поверхня масообміну в барботажних абсорберах, де рідина є суцільною фазою, а газ – дисперсною, еквівалентна сумарній поверхні бульбашок газу або піни, що утворюються при барботажі.

Абсорбери з суцільним барботажним шаром виконують в вигляді пустотних циліндрів (рис. 4.3), в нижній частині яких установлюють перфоровану плиту, що призначена для подрібнення потоку газу на струмені.

Під час руху газу утворюється суцільний барботажний шар висотою

$$\mathbf{H = (}\, r_Р / r_П\mathbf{)}\, \mathbf{h_0}, \tag{4.4}$$

де $r_Р$, $r_П$ - густина рідини й піни, кг/м^3;

$\mathbf{h_0}$ - висота рідини без піни.

Недоліком абсорберів з суцільним барботажним шаром є невелика швидкість руху газу (0,3...0,4 м/с) та наявність повздовжнього перемішування рідини, що знижує інтенсивність масопередачі.

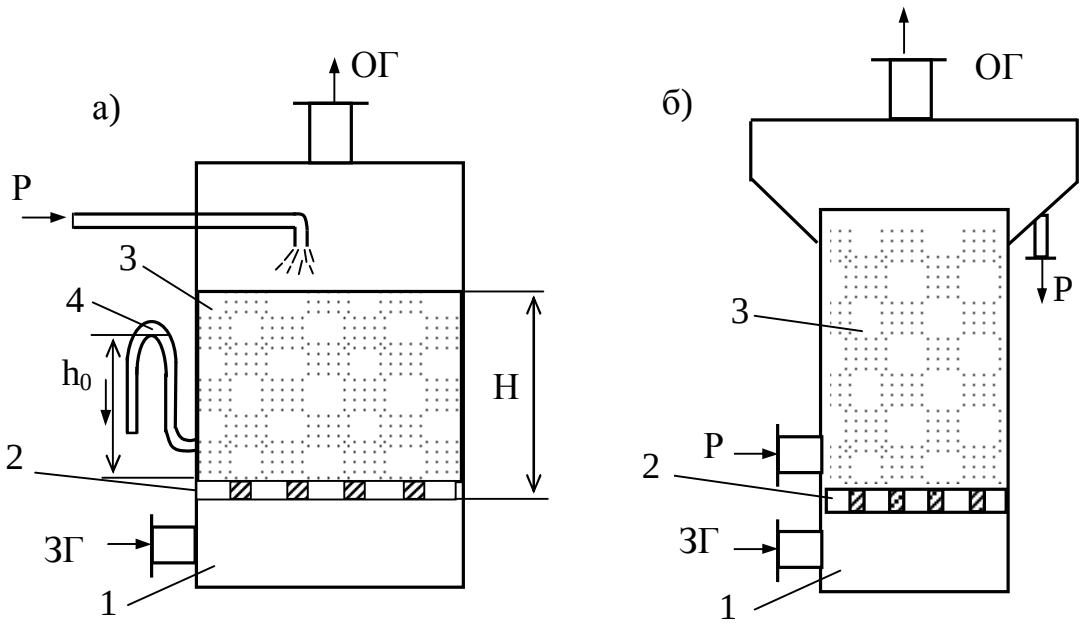


Рисунок 4.3 – Барботажні абсорбери:
а) протиструминний; б) прямоструминний; 1 – корпус; 2 – решітка; 3 – суцільний барботажний шар; 4 – гідрозатвор

Барботажні абсорбери тарілчастого типу використовують для збільшення ступеня очищення газу. В цих апаратах по висоті установлюють не одну, а декілька поличок, що мають назву тарілки. Залежно від конструкції тарілок та швидкості пропускання газу розрізняють три гідродинамічні режими роботи барботажних абсорберів: бульбашковий, пінний та струминний.

При бульбашковому режимі швидкість газу 0,3...0,4 м/с і він рухається через шар рідини у вигляді окремих бульбашок. Поверхня масообміну при цьому режимі порівняно невелика й залежить від діаметра бульбашок газу, що проходить через шар рідини.

При пінному режимі швидкість газу 0,5...3,0 м/с і він рухається через шар рідини у вигляді мілких бульбашок та струменів, що утворюють на полиці суцільний шар піни. Такий режим характеризується утворенням розвинутої поверхні масообміну, що збільшує продуктивність й ефективність пінних абсорберів.

При струминному режимі швидкість газу перевищує 3,0 м/с. Розміри газових бульбашок й струменів збільшуються і при виході на поверхню барботажного шару вони утворюють значну кількість великих крапель та плівок. Поверхня масообміну різко збільшується, внаслідок чого зростає інтенсивність масообміну.

Таким чином, гідродинамічний режим в абсорберах залежить від швидкості газового потоку та конструкції тарілок. За способом організації руху газу й рідини тарілки в барботажних апаратах бувають перехресного типу, прямоструминні та протиструминні.

До тарілок перехресного типу відносяться ковпачкові, сіткові, клапанні, з S-подібними елементами та ковпачково-сіткові. Різновидністю прямоструминних (струминних) тарілок є двопоточні струминні, лускоподібні, пластинчасті та з відбійними елементами.

Конструктивна схема **абсорбера з ковпачковою барботажною тарілкою** подана на рис. 4.4.

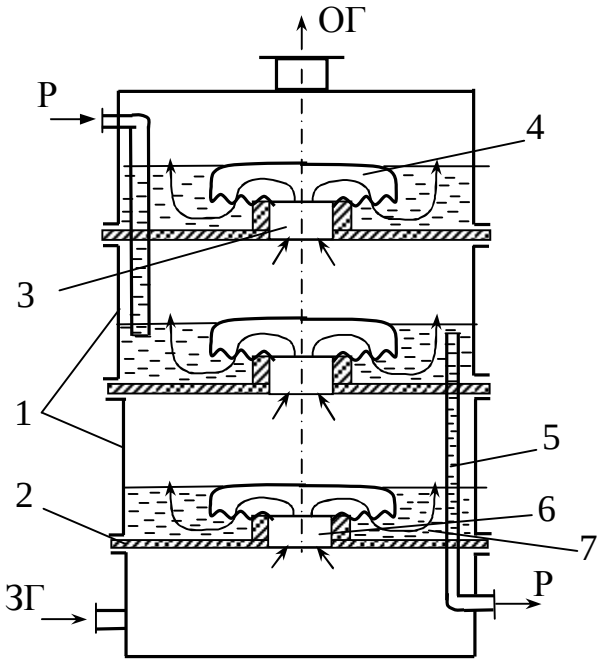


Рисунок 4.4 – Конструктивна схема абсорбера з ковпачковою тарілкою: 1 – обичайки; 2 – горизонтальні перегородки; 3 – патрубок; 4 – круглий ковпак; 5 – переливна труба; 6 – центральний отвір; 7 – шар піни

Апарат складається з декількох з'єднаних між собою обичайок 1, між якими установлені горизонтальні перегородки 2 з центральним патрубком 3. На патрубок 3 з коаксіальною щілиною установлюють круглий ковпак 4 з прорізами в нижній частині. На перегородках 2 змонтовані переливні труби 5. Газ, що очищається, проходить через центральний отвір 6, потім через прорізи в круглому ковпаку 4. Далі він барботує у вигляді бульбашок через шар рідини, утворюючи пінний шар 7.

Конструктивна схема **абсорбера з сітковими тарілками** подана на рис. 4.5. Абсорбер 1, корпус якого циліндричної або прямокутної форми, по висоті розділений горизонтальними перегородками 2, що перфоровані круглими отворами діаметром $\mathbf{d_{отв.}}$ = 2...20 мм.

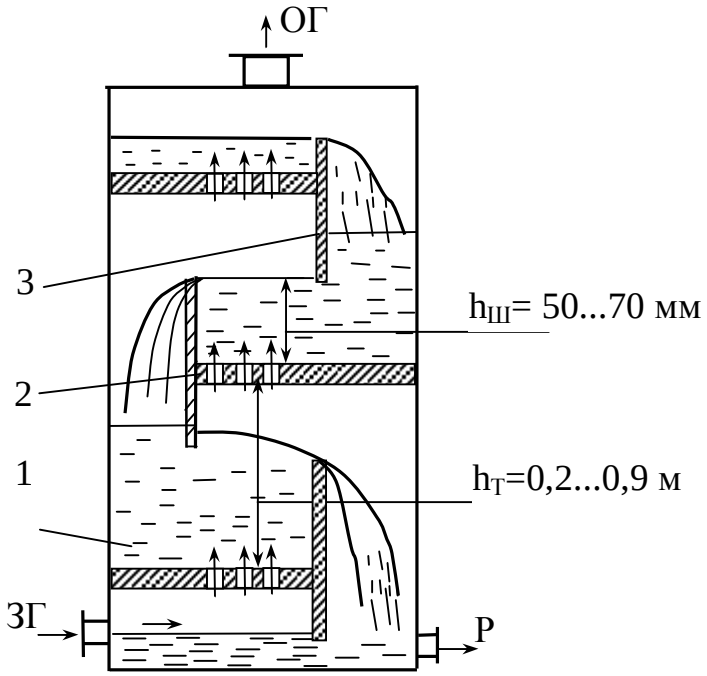


Рисунок 4.5 – Конструктивна схема абсорбера з сітковими тарілками:
1 – корпус; 2 – горизонтальні перегородки; 3 – патрубок

Підпір рідини над тарілками створюють вертикальні перегородки 3. Отвори розташовані в вершинах рівносторонніх трикутників з кроком, що рівний (2,5...5,0)$\mathbf{d_{ОТВ.}}$ Висота шару рідини в незмінному стані 50...70 мм.

Відстань між тарілками $\mathbf{h_Т}$ = 0,2...0,9 м залежно від діаметра апарата. Максимально допустима швидкість газу, що віднесена до повної площі поперечного перерізу тарілчастих абсорберів, рівна

$$\mathbf{V_{max} = [\ 0{,}1K_1K_2\sqrt{h_Т} - K_3(g - 35)]\ \chi\sqrt{\rho_Р\rho_Г}}\ , \qquad (4.5)$$

де $\mathbf{К_1}$, $\mathbf{К_3}$ – коефіцієнти, що залежать від типу тарілок;

$\mathbf{h_Т}$ - відстань між тарілками, м;

$\mathbf{g}$ - лінійна щільність зрошування, м^2/год;

$\mathbf{К_2}$ – коефіцієнт, що залежить від величини тиску в апараті;

$\mathbf{\rho_р}$,$\mathbf{\rho_г}$ – відповідно, густина рідини та газу.

Для очищення газів, що містять тверду фазу, використовують **абсорбери з плаваючою насадкою**. Ці апарати мають високу ефективність при значному гідравлічному опорі. Швидкість газового потоку 2...5 м/с. Як насадку використовують пустотні кулі або суцільні з отворами, а також куби, піраміди, кільця Рашіга, диски тощо.

Використовують такі типи абсорбційних апаратів з плаваючою насадкою: багатополичний абсорбер з насадкою, що обертається; абсорбер з рухомою насадкою, що обертається; абсорбер з направляючим конусом;

абсорбер із скрученим профілем решітки; абсорбер з вертикальною перегородкою.

Конструктивна схема багатополичного абсорбера з рухомою насадкою подана на рис. 4.6.

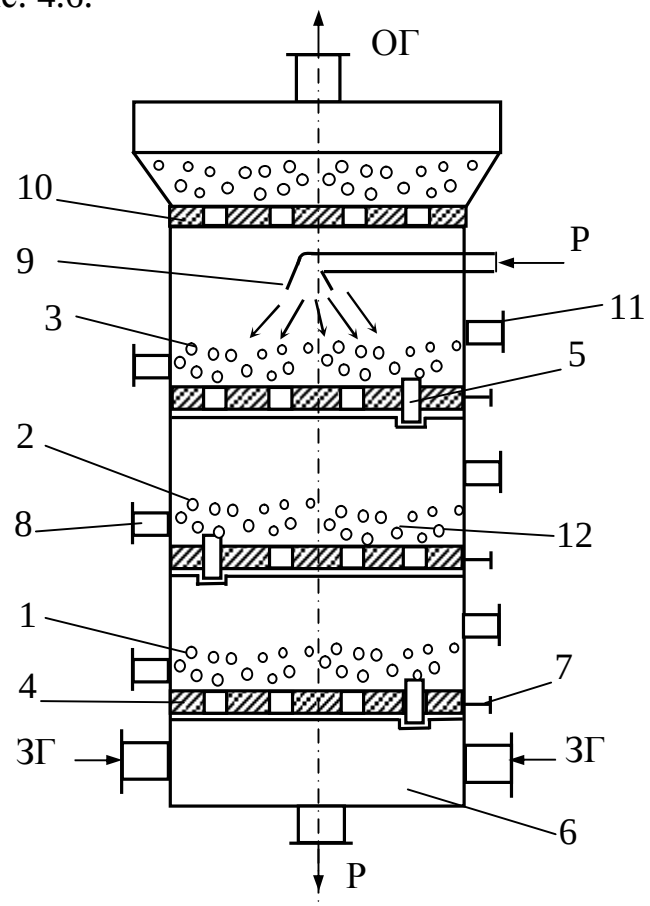


Рисунок 4.6 – Конструктивна схема багатополичного абсорбера:
1, 2, 3 – робочі секції; 4 – перфорована решітка; 5 – перетічний пристрій; 6 – газорозподільча камера; 7 – регулятор частки вільного перерізу решітки; 8 – патрубок для вивантаження насадки; 9 – форсунка для подачі води; 10 – сепараційна камера; 11 – патрубок для завантаження насадки; 12 – насадка

Апарат виконаний у вигляді з'єднаних між собою робочих секцій 1, 2, 3 з установленими між ними перфорованими решітками 4 з перетічними пристроями 5. На кожній решітці розташований шар рухомої насадки 12, що переходить при роботі під дією газу в рухомий стан. Для попередження виносу насадки верхня частина сепараційної камери має більший діаметр.

Абсорбер з рухомою насадкою, що обертається. Направлений рух по кругу насадки здійснюється за рахунок конструкції решітки з тангенціальними отворами. Над шаром насадки розташовані спеціальні направляючі, що сприяють її направленому рухові. Конструктивна схема абсорбера з рухомою насадкою наведена на рис. 4.7.

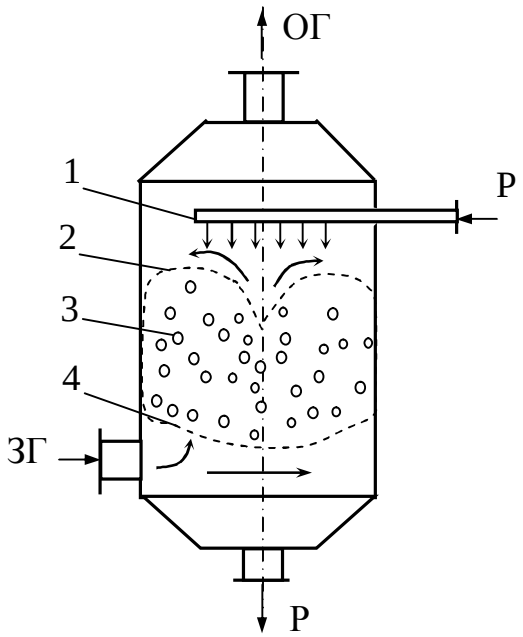


Рисунок 4.7 – Конструктивна схема абсорбера з рухомою насадкою: 1 – зрошувальний колектор; 2 – фігурна решітка; 3 – кулькова насадка; 4 - решітка для дуття з тангенціальними отворами

Конструктивна схема **апарата з заокругленим профілем** решітки наведена на рис. 4.8.

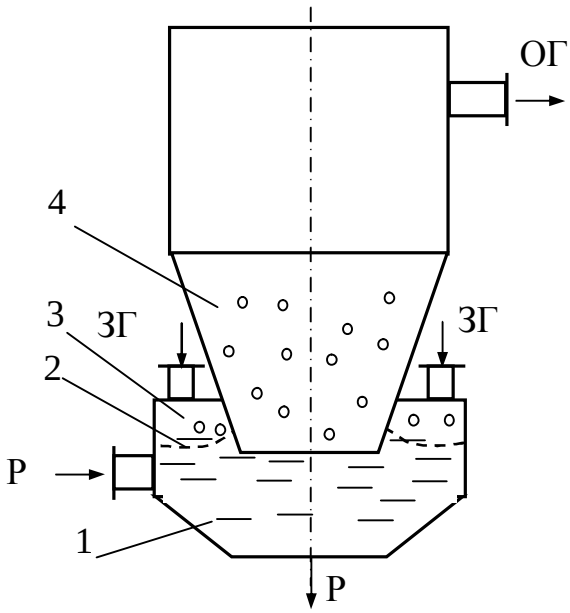


Рисунок 4.8 – Конструктивна схема апарата з заокругленим профілем решітки: 1 – ємність для рідини; 2 – заокруглена решітка; 3 – газова порожнина; 4 – шар насадки

В неробочому стані насадка знаходиться на заокругленій решітці, що нижньою частиною знаходиться в рідині. При роботі апарата насадка з газовим потоком підіймається в конічну частину, де відбувається масообмін.

Конструктивна схема **абсорбера з направляючим конусом** подана на рис. 4.9.

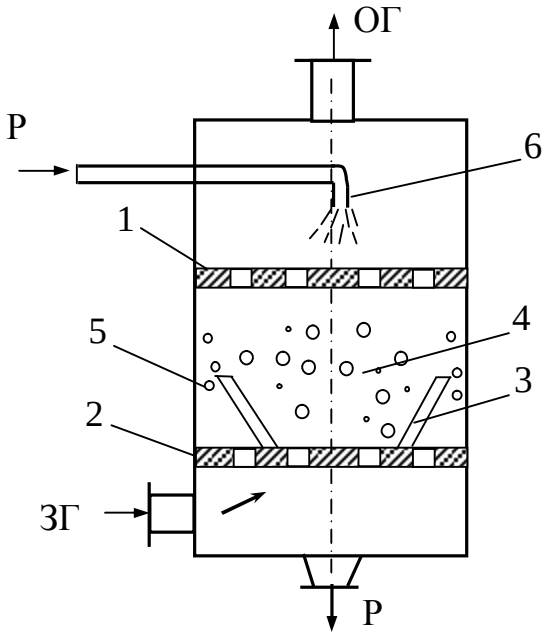


Рисунок 4.9 – Конструктивна схема абсорбера з направляючим конусом: 1, 2 – перфоровані решітки, 3 – конусний пояс, 4 – кулькова насадка, 5 – кільцева щілина, 6 – форсунка

В апараті установлено дві перфоровані решітки 1, 2, між якими знаходиться кулькова насадка 4. На нижній решітці 2 установлений конусний пояс 3, що утворює з корпусом апарата кільцеву щілину 5. Вода подається через форсунку 6.

Газ, що очищується, при попаданні під нижню решітку ділиться на два потоки. Основний потік проходить через решітку і вступає в контакт з насадкою, внаслідок чого вона починає рухатися. Другий потік проходить кільцеву щілину 5 та вступає в контакт з елементами насадки, що притиснуті до стінок апарата. Потік газу відтісняє насадку з периферії до центра апарата. За рахунок цього установлюється упорядкований рух насадки, що сприяє збільшенню інтенсивності масообміну.

4.4 Розпилювальні абсорбери

Розпилювальні абсорбери, що відповідають вимогам з очищення газів, є конструктивно простими, високопродуктивними, мають малий гідравлічний опір та можуть працювати в широкому діапазоні навантаження за газом й рідиною. Принцип їх роботи ґрунтується на розпилюванні ріди-

ни в потоці газу. Їх недоліком в порівнянні з барботажними апаратами є менша ефективність при абсорбції погано розчинних газів.

Конструктивна схема форсункового абсорбера, в якого міжфазна поверхня формується за рахунок розпилення рідини в апараті за допомогою різних за конструкцією форсунок, подана на рис. 4.10.

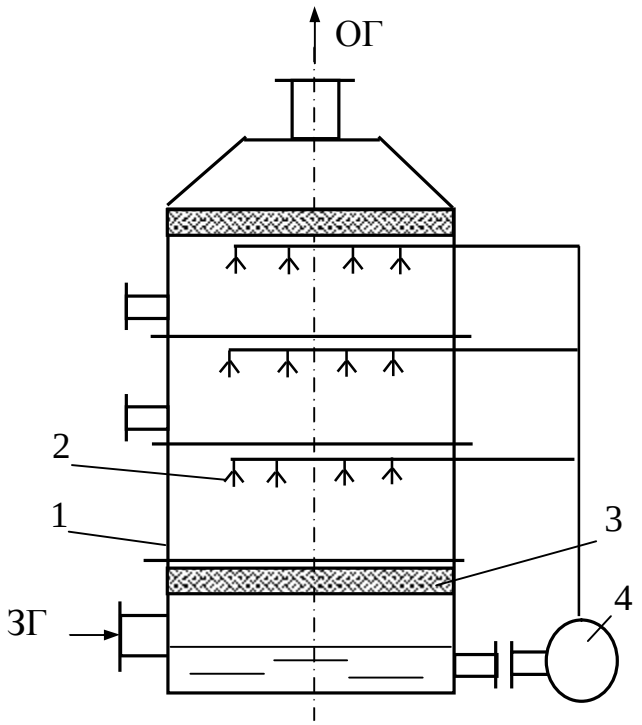


Рисунок 4.10 – Конструктивна схема форсункового абсорбера:
1 – корпус, 2 – форсунка, 3 – розподільчий екран, 4 - насос

За механізмом дроблення струменя рідини форсунки бувають механічні, пневматичні та з обертовим робочим органом.

За принципом механічної дії форсунки бувають струминні; центробіжні, ударної дії та комбіновані. Ефективність дроблення на краплі визначається швидкістю витікання струменя з сопла або каналів форсунки.

Вихрові апарати з перехресно-прямоструминною взаємодією рідини та газу мають низький гідравлічний опір та працюють в широкому діапазоні швидкостей 4...20 м/с.

Конструктивна схема вихрового двосекційного абсорбера з автономною подачею води в кожну із секцій подана на рис. 4.11.

Корпус вихрового апарата виконаний у вигляді обичайки 1 з тангенціальним патрубком 2 для підведення газу. Всередині по осі апарата встановлені трубчаті перфоровані зрошувачі 3. Між секціями встановлені завихрювачі 4 з гідравлічним затвором 5. Забруднений газ поступає на очищення по тангенціальному патрубку 2. Виконуючи обертовий рух, газ рухається вниз та інтенсивно перемішується з рідиною, що виходить з отворів.

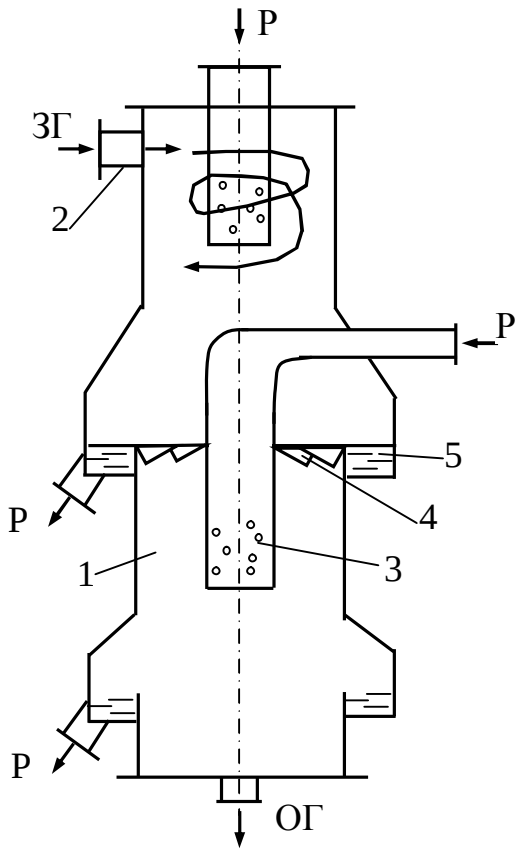


Рисунок 4.11 – Конструктивна схема вихрового двосекційного абсорбера: 1 – корпус, 2 – тангенціальний патрубок, 3 – перфоровані зрошувачі, 4 – завихрювачі, 5 – гідравлічний затвор

4.5 Механічні розпилювальні газопромивачі

Принцип роботи механічних розпилювальних газопромивачів грунтується на інтенсифікації масообміну шляхом розбризкування чи перемішування рідини або крутінні зволоженого газового потоку за допомогою обертового пристрою у вигляді ротора, диска тощо.

За способом розміщення ротора механічні абсорбери діляться на вертикальні та горизонтальні. Залежно від способу підведення механічної енергії апарати підрозділяють на такі, в яких очищувальні гази приводяться в дотик з рідиною, розбризкуваною за допомогою обертового тіла та в яких механічна енергія підводиться додатково для крутіння газового потоку.

Конструктивна схема горизонтального механічного абсорбера з розбризкуючими валками лопатевого типу подана на рис. 4.12.

Конструктивна схема горизонтального механічного абсорбера з розбризкуючими дисками, вал яких встановлений вздовж осі апарата, подана на рис. 4.13.

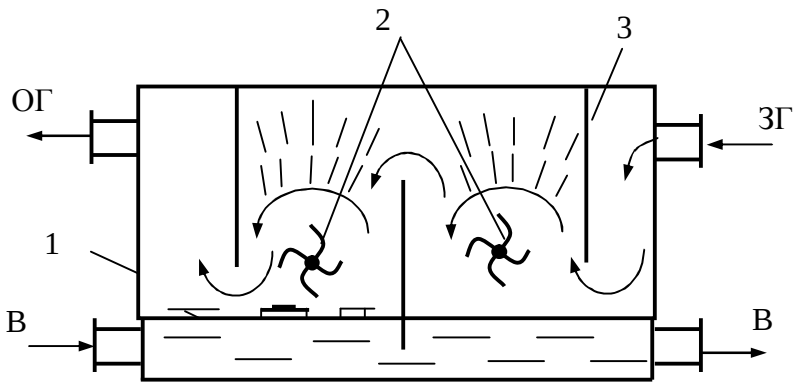


Рисунок 4.12 – Конструктивна схема механічного абсорбера:
1 – корпус; 2 – валки лопатевого типу, що встановлені поперек осі апарата;
3 – перегородки

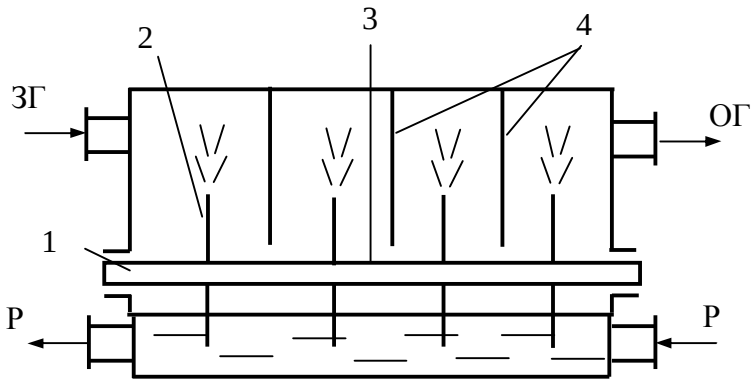


Рисунок 4.13 – Конструктивна схема механічного абсорбера:
1 – корпус; 2 – розбризкуючі диски на валу; 3,4 – перегородки

Недоліками механічних абсорберів є наявність обертових частин, відносно мала продуктивність та значні витрати електроенергії.

4.6 Технологічні розрахунки засобів для абсорбційного очищення газових викидів

4.6.1 Технологічні розрахунки розпилювальних пустотілих форсункових абсорберів

В результаті розрахунків за вихідними даними, якими є витрати очищуваних газів та необхідний ступінь їх очищення, визначають оптимальні гідравлічні та конструктивні параметри.

Необхідний ступінь очищення газових викидів від заданої токсичної речовини

$$h = \frac{C_1 - C_2}{C_1} 100\% , \quad (4.6)$$

де C_1 та C_2 – концентрації токсичної речовини в газі, відповідно, до та після абсорбера.

Необхідний об'єм пустотілого абсорбера визначають за формулою

$$W_a = \frac{G_K}{K_V \times DC_{ср}}, \quad (4.7)$$

де G_K – кількість абсорбовного компонента, кг/год;
K_V – коефіцієнт масопередачі, кг/(м^3·год·Па);
$\Delta C_{ср}$ – середня рухома сила процесу абсорбції, Па.

Кількість абсорбовного компонента в апараті

$$G_K = \frac{Q_г (C_1 - C_2) r_K}{100}, \quad (4.8)$$

де $Q_г$ – витрати очищуваних газових викидів, м^3/год;
C_1 та C_2 – концентрації токсичної речовини в газі, відповідно, до та після абсорбера;
ρ_K – щільність токсичної речовини з врахуванням температури, кг/м^3.

Коефіцієнт масопередачі визначають за формулою, кг (м^3·год·Па)

$$K_V = K_i \frac{3600 \times D_г}{d_p^3}, \quad (4.9)$$

де $D_г$ – коефіцієнт дифузії газу, що вловлюється в апараті, м^2/с (для оксиду азоту $9.4 \cdot 10^{-6}$ (м^2/с);
d_p – діаметр вихідного отвору розпилювача, м;
K_i – критерій Кірпічьова, значення якого обчислюють залежно від абсорбовного компонента та використаного абсорбента за формулами:
для системи оксид азоту – розчин карбонату натрія

$$K_i = A_t R_{ср}^{0,48} Re_г^{0,3} K_p^{0,45} Pr_p^{0,51} S_c^{0,2} S_v^{1,2}, \quad (4.10)$$

де $$A_t = 5,61110^{-6i} Pr_p^{-0,5}; \quad (4.11)$$

для системи діоксид сірки – розчин карбонату натрія

$$\mathbf{K_i = A_t R_{cp}^{0,22} Re_г^{0,3} K_p^{0,48} Pr_p^{0,5} S_c^{0,3} S_v^{-0,05}}, \quad (4.12)$$

де $$\mathbf{A_t = 1{,}21 \cdot 10^{-5} Pr_p^{-0,5}}; \quad (4.13)$$

для системи сірководень – розчин карбонату натрія

$$\mathbf{K_i = A_t R_{cp}^{0,26} Re_г^{0,41} K_p^{0,14} Pr_p^{2,7} S_c^{0,25} S_v^{0,2}}, \quad (4.14)$$

де $$\mathbf{A_t = 30 \cdot 10^{-6} Pr_p}. \quad (4.15)$$

При визначенні коефіцієнта $\mathbf{A_t}$ значення якого приймають при концентрації 100 г/л та відповідній температурі.

Критерії та симплекси подібності в рівняннях (4.10-4.15) мають такі значення.

Критерій Рейнольдса для розпилюваної рідини

$$\mathbf{Re_p} = \frac{\mathbf{n_p d_p^2}}{\mathbf{n_p}}, \quad (4.16)$$

де $\mathbf{n_p}$ – частота обертання розпилювача, (20...30 об/с);
$\mathbf{\nu_p}$ – кінематична в'язкість розпилювальної рідини, $м^2/с$.

Критерій Рейнольдса для газового потоку

$$\mathbf{Re_p} = \frac{\mathbf{V_г d_p}}{\mathbf{n_г}}, \quad (4.17)$$

де $\mathbf{V_г}$ – швидкість газу в абсорбері (5,5…3,0 м/с);
$\mathbf{\nu_г}$ – кінематична в'язкість газового потоку, $м^2/с$.

Критерій, що характеризує щільність зрошення

$$\mathbf{K_p} = \frac{\mathbf{L_{зр} d_p}}{\mathbf{\nu_p}}, \quad (4.18)$$

де $\mathbf{L_{зр}}$ – щільність зрошення, яка залежить від об'ємної швидкості газу та знаходиться в межах для систем: оксид азоту – розчин карбонату натрія (4...10 $м^3/(м^2/с)$); діоксид сірки – розчин карбонату натрія (0,5...3,0 $м^3/(м^2/с)$); сірководень – розчин карбонату натрія (0,5...4,5 $м^3/(м^2/с)$).

Дифузійний критерій Прандтля для рідини

$$\mathbf{Pr_р} = \frac{\mathbf{n_р}}{\mathbf{D_р}}, \qquad (4.19)$$

де $\mathbf{D_р}$ – коефіцієнт дифузії розпилюваної рідини, $м^2/с$ (для оксидів азоту в рідині $1{,}7 \cdot 10^{-9}$ $м^2/с$).

Симплекс подібності полів концентрацій

$$\mathbf{S_с} = \frac{\mathbf{C_1}}{\mathbf{C_р}}, \qquad (4.20)$$

де $\mathbf{C_1}$ – концентрація токсичної рідини в газі на вході в абсорбер, г/л;
$\mathbf{C_р}$ – концентрація розчину абсорбента, що дорівнює 100 г/л.

Симплекс подібності полів в'язкості

$$\mathbf{S_п} = \frac{\mathbf{n_р}}{\mathbf{n_г}}. \qquad (4.21)$$

Середня рухома сила процесу абсорбції рівна різниці парціального тиску компонента, що поглинається в газовій фазі, та рівноважного парціального тиску цього компонента над поглинальною рідиною. Для підрахунку середньої рухомої сили абсорбції знаходять середнє арифметичне, виходячи з її значень на вході й виході з абсорбера. Якщо ці величини відрізняються більше як в два рази, то залежно від характеру руху фаз в апараті користуються одним із рівнянь для підрахунку середньої логарифмічної величини:

для прямотечії

$$\overline{\overline{\Delta C_{ср}}} = \frac{(y_н - y_к^*) - (y_к - y_к^*)}{\ln((y_н - y_н^*)/(y_к - y_к^*))}; \qquad (4.22)$$

для протитечії

$$\overline{\Delta C_{ср}} = \frac{(y_н - y_к^*) - (y_к - y_н^*)}{\ln((y_н - y_к^*)/(y_к - y_н^*))}; \qquad (4.23)$$

для перехресної течії

$$\overrightarrow{\overline{\Delta C_{ср}}} = \frac{(y_н - y_н^*) - (y_н - y_к^*)}{\ln((y_н - y_н^*)/(y_н - y_к^*))} - \frac{y_н - y_к}{2}, \qquad (4.24)$$

де $y_н$, $y_к$ – мольні концентрації компонента в газовій фазі на вході в абсорбер та на виході;

$\mathbf{y_n^*}$, $\mathbf{y_k^*}$ – мольні рівноважні концентрації компонента над розчином на вході в абсорбер та на виході.

Мольна частка компонента в газовій суміші:

$$\mathbf{У = \overline{C}\ RT / P\ M_k}\ , \qquad (4.25)$$

де $\mathbf{\overline{C}}$ – об′ємна концентрація, кг/м^3;
R – універсальна газова стала;
T – температура, °К;
P – тиск, Па;
$\mathbf{M_k}$ – мольна маса компонента.

Площу поперечного перерізу абсорбера обчислюють за формулою

$$\mathbf{F_{аб}} = \frac{\mathbf{Q_г}}{\mathbf{V_г}}. \qquad (4.26)$$

Діаметр абсорбера визначають за формулою

$$\mathbf{D_{аб}} = \sqrt{\frac{\mathbf{4F_{аб}}}{\text{р}\chi\,\mathbf{n_{аб}}}}, \qquad (4.27)$$

де $\mathbf{n_{аб}}$ – кількість абсорберів, яка у випадку $D_{аб} > 6$ м приймається більше одного.

Висота активної частини абсорбера

$$\mathbf{H_{ак}} = \frac{\mathbf{W_a}}{\mathbf{F_{аб}}}. \qquad (4.28)$$

Загальна висота абсорбера визначається як

$$\mathbf{H_{аб} = 1{,}4\ H_{ак}}\ . \qquad (4.29)$$

Витрати рідини на зрошення

$$\mathbf{G_р = L_{зр}F_{аб}.} \qquad (4.30)$$

Кількість форсунок, яка необхідна для зрошення газового потоку

$$\mathbf{n_ф} = \frac{\mathbf{G_р}}{\mathbf{g_ф}}, \qquad (4.31)$$

де $\mathbf{g_ф}$ – продуктивність однієї форсунки, що визначається її типом (0,1 – 4,5 м^3/год).

Гідравлічний опір абсорбера визначається за формулою

$$\Delta P_{аб} = \Delta P_{кв} + \Delta P_{т} + (\xi_{вх} + \xi_{вих}) \frac{\rho_г V_{вг}^2}{2}, \qquad (4.32)$$

де $\Delta P_{кв}$ – опір краплевловлювача, значення якого близько 200 Па;
$\Delta P_{т}$ – втрати тиску на подолання сил тертя, величина яких рівна

$$DP_{т} = l_{т} \frac{H_{аб} r_г V_г^2}{2D_а}, \qquad (4.33)$$

де $\lambda_т$ – коефіцієнт гідравлічного опору (1,5...1,6);
$\xi_{вх}$, $\xi_{вих}$ – коефіцієнти місцевих опорів на вході та виході в абсорбер ($\xi_{вх}$ = 0,5, $\xi_{вих}$ = 1,5);
$V_{вг}$ – швидкість газів на вхідному та вихідному патрубках абсорбера ($V_{вг}$ = 15…20 м/с).

4.6.2 Технологічні розрахунки насадкових абсорберів

Вихідними даними для розрахунків є витрати очищуваних газів та концентрація шкідливостей та необхідна ступінь очищення.

Необхідна ступінь очищення газових викидів від заданої токсичної речовини визначається за формулою (4.6).

Необхідна площа поверхні насадки розраховується за формулою, м^2

$$F_н = \frac{10^3 G_{дом}}{K_а D_{ср}}, \qquad (4.34)$$

де $G_{дом}$ – кількість токсичних домішок, кг/год;
$K_а$ – коефіцієнт абсорбції, г/(м^2·год·Па);
$\Delta C_{ср}$ – середня рухома сила процесу абсорбції, Па.

Кількість токсичних домішок, що надходить на очищення в абсорбер, визначається за формулою, кг

$$G_{дом} = \rho_{tдом} L_{дом}, \qquad (4.35)$$

де $\rho_{tдом}$ – щільність речовин токсичних домішок з врахуванням температури;
$L_{дом}$ – об'ємні витрати токсичних домішок в димових газах, що визначаються за формулою, м^3/год

$$L_{дом} = \frac{C_1 L_г}{100}, \qquad (4.36)$$

де C_1 – концентрація токсичних компонентів до входу в абсорбер, г/м^3;

$L_г$ – витрати димових газів через абсорбер, кг/м^3.

Коефіцієнт абсорбції визначається для добре розчинних газів за емпіричною формулою

$$K_a = \frac{53{,}7 \cdot 10^6 M w_г^{0,75} (0{,}0011 \cdot T - 0{,}18)^{0,25}}{(13{,}7 + \sqrt{w_г}) \cdot d_e^{0,25}}, \qquad (4.37)$$

де M – молекулярна маса компонента, що поглинається, кг;

$\omega_г$ – швидкість газів (швидкість емульгування) у вільному перерізі абсорбера (0,8...1,3 м/с);

T – абсолютна температура газу, °К;

d_e – еквівалентний діаметр насадки, рівний збільшеному вчетверо значенню живого перерізу насадки, поділеному на її питому поверхню (табл. 4.1), м.

Значення середньої рушійної сили процесу абсорбції визначають в залежності від типу абсорбера за формулами (4.22 – 4.24).

Таблиця 4.1 – Характеристика насадок (розміри в мм)

Насадка	Питома поверхня, σ, м^2/м^3	Вільний об'єм, Fв, м^3/м^3	Еквівалентний діаметр, d, м	Насипна щільність, ρ, кг/м^3	Число штук в 1 м^3
1	2	3	4	5	6
Регулярні насадки					
Дерев'яний хордовий (10×100) крок у світлі					
10	100	0,55	0,022	210	-
20	65	0,68	0,042	145	-
30	48	0,77	0,064	110	-
Керамічні кільця Рашіга					
50×50×5	100	0,735	0,027	650	8500
80×80×8	80	0,72	0,036	670	2200
100×100×10	60	0,72	0,048	670	1050
Невпорядковані насадки					
Керамічні кільця Рашіга					
10×10×1,5	440	0,7	0,006	700	700000

Продовження табл. 4.1

1	2	3	4	5	6
15×15×2	330	0,7	0,009	690	220000
25×25×3	200	0,74	0,015	530	50000
35×35×4	140	0,78	0,022	530	18000
50×50×5	90	0,785	0,035	530	6000
Сталеві кільця Рашіга					
10×10×0,5	500	0,88	0,007	960	770000
15×15×0,5	350	0,92	0,012	660	240000
25×25×0,8	220	0,92	0,017	640	55000
50×50×1	110	0,95	0,035	430	7000
Керамічні кільця Палля					
25×25×3	220	0,74	0,014	610	46000
35×35×4	165	0,76	0,018	540	18500
50×50×5	120	0,78	0,026	520	5800
60×60×6	96	0,79	0,033	520	3350
Сталеві кільця Палля					
15×15×0,4	380	0,9	0,010	525	230000
25×25×0,6	23,5	0,9	0,015	490	52000
35×35×0,8	170	0,9	0,021	455	18200
50×50×1,0	108	0,9	0,033	415	6400
Керамічні сідла Берля					
125	460	0,68	0,006	720	570000
25	260	0,69	0,011	670	78000
38	165	0,69	0,017	670	30500
Керамічні сідла Інталокс:				545	
12,5	650	0,78	0,005	545	730000
19	335	0,77	0,009	560	229000
25	255	0,755	0,012	545	84000
38	195	0,81	0,017	480	25000
50	118	0,79	0,027	530	9350

Необхідні витрати рідини для очищення газів від заданої токсичної домішки визначають залежно від типу абсорбера, кг:

для прямоструминних абсорберів

$$\mathbf{G_р} = \frac{\mathbf{G_{доп}}}{\mathbf{C_1^{\text{¢}} - C_2^{\text{¢}}}}, \qquad (4.38)$$

для протиструминних абсорберів

$$G_р = \frac{G_{доп}}{C'_2 - C'_1}, \quad (4.39)$$

де C'_1, C'_2 - концентрації шкідливостей в абсорбенті до і після абсорбера.

Необхідний об'єм насадки обчислюють за формулою, м^3

$$V_н = \frac{F_н}{s}, \quad (4.40)$$

де σ – питома поверхня насадки (табл. 4.1).

Переріз насадки визначають за умови, м^2

$$S_{аб} = \frac{L_г}{3600 w_е F_в}, \quad (4.41)$$

де $\omega_е$ – швидкість емульгування, м/с;

$F_в$ – вільний об'єм насадки, м^3/м^3 (табл. 4.1).

Діаметр абсорбера в зоні розміщення насадки обчислюють за формулою

$$D_{аб} = \sqrt{\frac{4S_{аб}}{p n_{аб}}}, \quad (4.42)$$

де $n_{аб}$ – кількість абсорберів, яка у випадку .$D_{аб}$ > 6 м приймається $n_{аб}$ > 1.

Висоту насадки знаходять із виразу, м

$$H_Н = \frac{V_Н}{S_{аб}}. \quad (4.43)$$

Гідравлічний опір абсорбера визначають таким чином, Па

$$\Delta P_{аб} = \Delta P_н + \Delta P_а, \quad (4.44)$$

де $\Delta P_н$, $\Delta P_а$ - гідравлічний опір, відповідно, насадки та апарата.

Гідравлічний опір насадки обчислюють за формулою

$$\Delta P_н = \Delta P_с К_р, \quad (4.45)$$

де $\Delta P_с$ – опір чистої насадки, величина якого визначається із виразу, Па

$$DP_с = l_г \frac{H_н r_г w_E^2}{2D_{аб}}, \quad (4.46)$$

де $\rho_г$ – густина забруднених газів, кг/м^3;

$\lambda_г$ – коефіцієнт гідравлічного опору, величина якого при

100 < Re < 2320 обчислюється за формулою

$$\lambda_г = \frac{16}{Re^{0,2}}, \qquad (4.47)$$

де **Re** – критерій Рейнольдса, значення якого визначають за формулою

$$Re = \frac{w_E d_E}{\nu_t}, \qquad (4.48)$$

де ν_t – коефіцієнт кінематичної в'язкості забруднених газів з врахуванням температури, м^2/с;

d_E – еквівалентний діаметр перерізу насадки, м.

Значення коефіцієнта K_p обчислюють за формулою

$$K_p = 1 + 8{,}4\left(\frac{L_p}{L_г}\right)^{0,4}\left(\frac{\rho_г}{\rho_a}\right)^{0,23}, \qquad (4.49)$$

де L_p, $L_г$ – об'ємні абсорбіруємої рідини та очищених газів, м^3/год;

ρ_a – щільність абсорбента, кг/м^3.

Гідравлічний опір апарата визначають за формулою, Па

$$\Delta P_a = (\zeta_{вх} + \zeta_{вих})\frac{\rho_г V_г^2}{2}, \qquad (4.50)$$

де $\varphi_{вх}$, $\varphi_{вих}$ – коефіцієнти місцевих опорів, відповідно на вході й виході в абсорбера ($\varphi_{вх}$ = 0,5, $\varphi_{вих}$ = 1,5);

$V_г$ – швидкість газів на вхідному й вихідному патрубках абсорбера ($V_г$ = 15...20 м/с).

КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Поясніть суть абсорбційного очищення газових викидів.
2. Наведіть класифікацію абсорберів.
3. Поясніть принцип роботи і конструктивні особливості насадкових абсорберів.
4. Охарактеризуйте принцип роботи та конструктивні особливості барботажних абсорберів.
5. Принцип роботи та конструктивні особливості розпилювальних абсорберів.

5 ЗАСОБИ АДСОРБЦІЙНОГО ОЧИЩЕННЯ ГАЗОВИХ ВИКИДІВ ВІД ГАЗО- Й ПАРОПОДІБНИХ РЕЧОВИН

5.1 Класифікація технологічного обладнання для адсорбційного очищення газових викидів

Перспективним методом очищення газів від газо- й пароподібних забруднень є адсорбція – тобто процес розділення, що ґрунтується на властивості деяких твердих тіл вибірково поглинати газоподібні компоненти з газової суміші. Молекули забруднювального газу або пари, що є в газовій суміші, сорбуються на поверхні або в порах твердого тіла.

Адсорбційний метод очищення газових викидів доцільно використовувати коли необхідного ефекту не можна досягти іншими методами. Цей метод доцільний також коли концентрація домішок, що видаляються з газу-носія, дуже мала та необхідна гарантія рекуперації домішок, оскільки вони мають значну вартість. Явище адсорбції обумовлене наявністю сил притягування між молекулами адсорбенту та адсорбативу на межі розподілу фаз, що дотикаються. Процес переходу молекул адсорбативу з газу-носія на поверхневий шар адсорбенту відбувається в тому випадку, коли сили притягування адсорбенту перевищують сили притягування, що діють на адсорбатив зі сторони молекул газу-носія. Молекули адсорбованої речовини при переході на поверхню адсорбенту зменшують його енергію. Внаслідок цього відбувається виділення теплоти. Залежно від сили притягування адсорбенту адсорбція може бути фізична або хімічна. Теплота фізичної адсорбції складає до 60 КДж/мол., а хімічної – від 20 до 400 КДж/мол.

При фізичній адсорбції взаємодія молекул з поверхнею адсорбенту визначається порівняно слабкими дисперсійними, індукційними та орієнтаційними силами. При цьому адсорбовані молекули не вступають з молекулами адсорбенту в хімічну взаємодію та зберігають свою індивідуальність. Для фізичної адсорбції характерна висока швидкість, незначна міцність зв’язку між поверхнею адсорбенту й адсорбативом та мала теплота адсорбції. При підвищенні температури кількість фізично адсорбованої речовини зменшується, а підвищення тиску призводить до збільшення величини адсорбції. Висока швидкість фізичної адсорбції та властивість адсорбентів до регенерації дозволяють проводити процес циклічно в умовах зворотності, тобто з ротацією стадій поглинання та виділення компонента, що добувається. Перевагою фізичної адсорбції є зворотність процесу. При зниженні тиску адсорбенту в газовій суміші або при підвищенні температури адсорбовані молекули легко десорбують без зміни хімічного складу, а регенерований адсорбент може використовуватися багаторазово.

В основі хімічної адсорбції лежить хімічна взаємодія між адсорбентом та речовиною, що адсорбується. Діючі при цьому сили значно більші, ніж при фізичній адсорбції. Через значну теплоту адсорбції (до

400 кДж/моль) енергія зв'язку хемосорбних молекул сильно відрізняється від енергії зв'язку цих самих молекул в потоці газу. Відповідно, енергія, яка необхідна для того, щоб хемосорбована молекула прореагувала з молекулою іншого сорту, може бути суттєво меншою, ніж енергія, що необхідна для реакції цих молекул в газовій фазі. В зв'язку з цим адсорбована на поверхні твердого тіла молекула легко вступає в хімічну реакцію з іншими молекулами. Молекули адсорбативу, що вступили в хімічну взаємодію, добре утримуються на поверхні та в порах адсорбенту. При хімічній адсорбції її швидкість за низьких температур мала, але збільшується з ростом температури.

Фізична та хімічна адсорбція часто сприяють одна одній. При очищенні газів від газо- й пароподібних забруднень найбільш поширена фізична адсорбція. Характер протікання процесу абсорбції може бути періодичним або безперервним. Періодичні процеси відбуваються при нерухомому шарі адсорбента, а безперервні при рухомому чи киплячому шарі.

Всі тверді речовини з розвинутою поверхнею є потенціальними адсорбентами. Для очищення газів використовують адсорбери з добре розвинутою внутрішньою поверхнею, утворення якої досягається в процесі їх синтезу або в результаті спеціальної обробки.

Адсорбенти повинні відповідати таким вимогам: мати значну динамічну ємність, велику питому поверхню, вибірковість адсорбції, термічну й механічну стійкість до регенерації, бути простим в виготовленні та дешевим. Для адсорбційного очищення газів використовують активоване вугілля, силікагелі, цеоліти, глинисті мінерали, пористе скло тощо.

Основні властивості адсорбентів – це адсорбативна ємність (активність); пориста структура адсорбенту, що характеризується поверхнею адсорбенту, об'ємом та розміром пор; вибірковість адсорбенту.

Для інтенсифікації адсорбційних процесів з очищення газів від газо- й пароподібних забруднень використовують оптимальні гідродинамічні режими очищення адсорбентів, нові типи адсорбентів та адсорбційних апаратів. Оптимальними гідродинамічними умовами є такі, що забезпечують значні швидкості фільтрації очищуваного газу через адсорбент та великий ступінь очищення газу при малому гідравлічному опорі шару. Підвищення швидкості руху приводить до інтенсифікації процесу масопередачі, але при цьому суттєво збільшується гідравлічний опір та енергетичні затрати на транспортування газів.

Перспективним напрямком інтенсифікації адсорбційних процесів є використання кристалів цеолітів в вигляді тонких порошків без в'яжучого. В якості поглинача при цьому використовуються суспензії, які складаються із рідини-носія та цеоліту. Як рідина-носій можуть бути органічні та неорганічні розчини.

Конструктивні особливості адсорберів визначаються їх розмірами, об’ємом адсорбенту, характером роботи, часом захисної дії, гідравлічним опором (рис. 5.1).

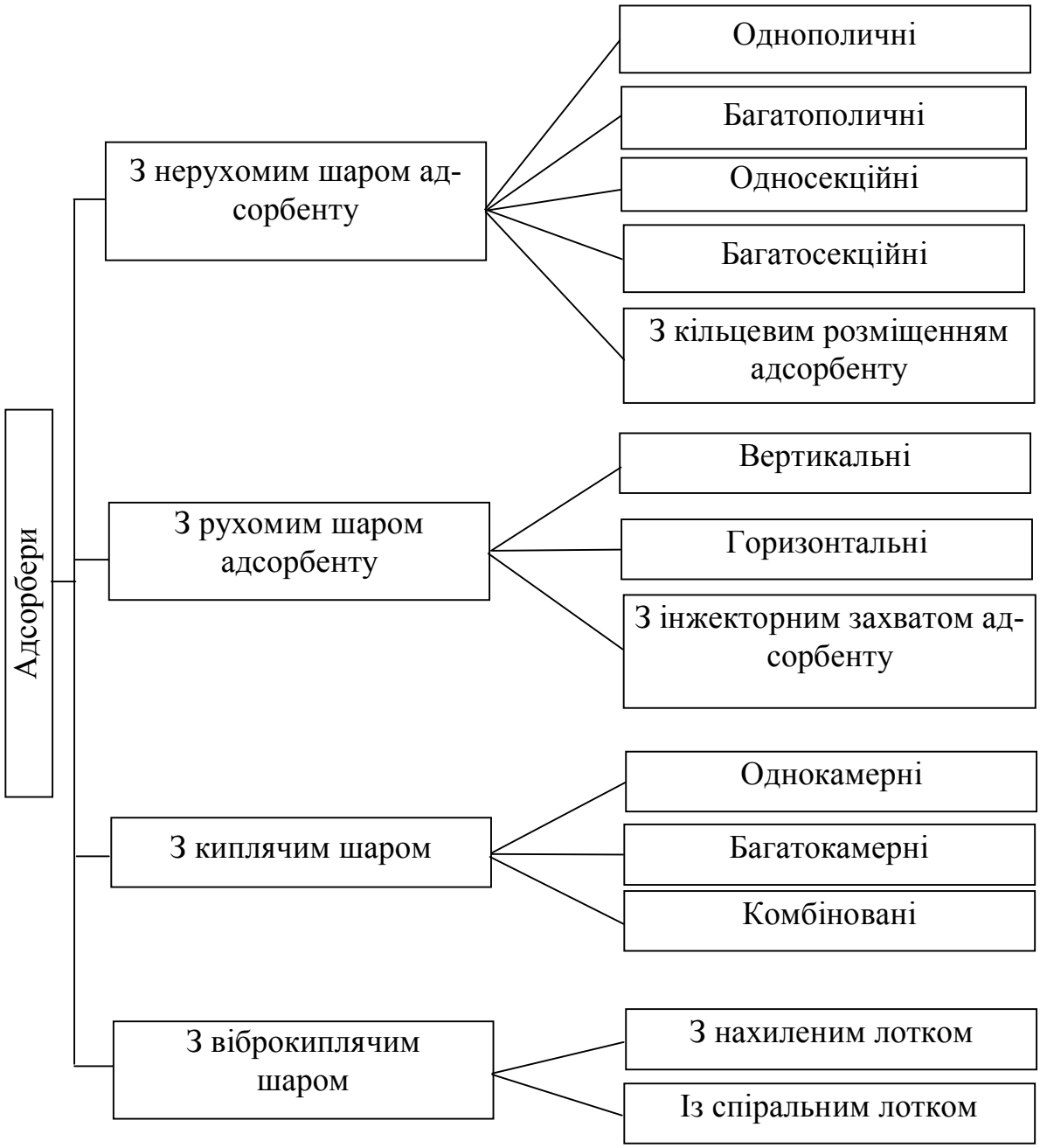


Рисунок 5.1 – Класифікація адсорберів

5.2 Адсорбери з нерухомим шаром адсорбенту

Конструктивна схема вертикального адсорбера періодичної дії з нерухомим шаром поглинача подана на рис. 5.2.

Адсорбер періодичної дії з кільцевим розміщенням адсорбенту зображений на рис 5.3.

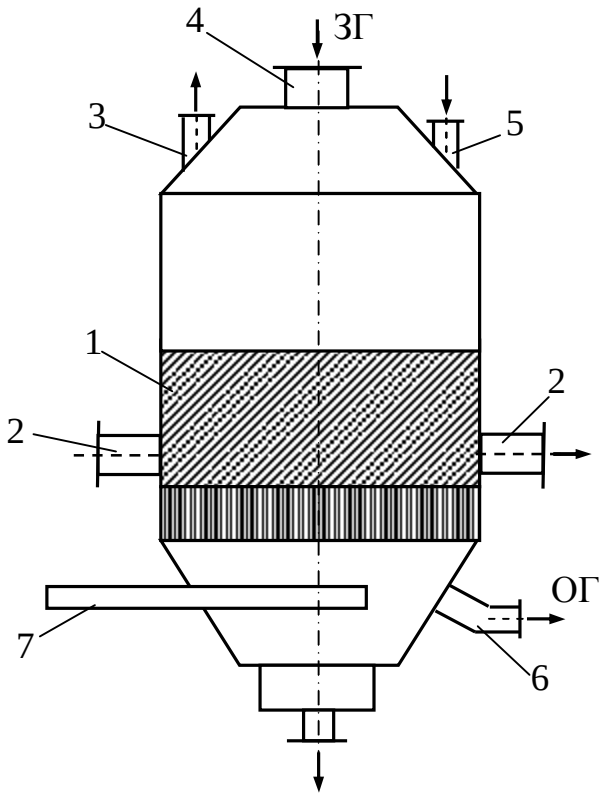


Рисунок 5.2 – Конструктивна схема адсорбера періодичної дії:
1 – корпус; 2 – люки для вивантаження адсорбенту; 3 – штуцер для відведення парів при десорбції; 4 – патрубок для забрудненої паро газової суміші при десорбції та повітря при сушінні й охолоджуванні адсорбенту під час регенерації; 5 – люк для завантаження адсорбенту; 6 – штуцер для відведення очищеного газу та повітря під час регенерації; 7 – штуцер для відведення конденсату

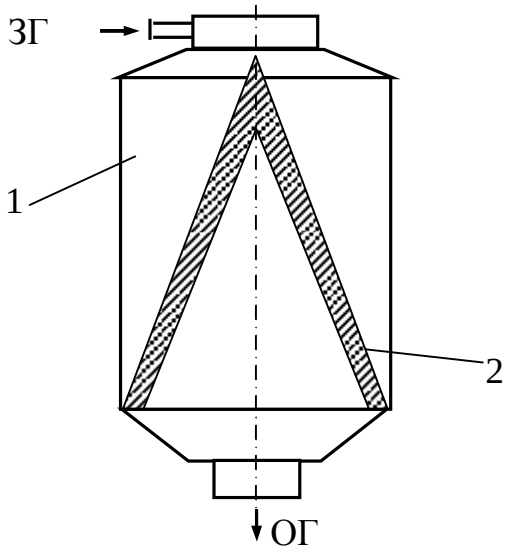


Рисунок 5.3 – Конструктивна схема адсорбера з кільцевим розміщенням адсорбенту: 1 – корпус; 2 – адсорбент

Багатополичний адсорбер періодичної дії зображений на рис. 5.4.

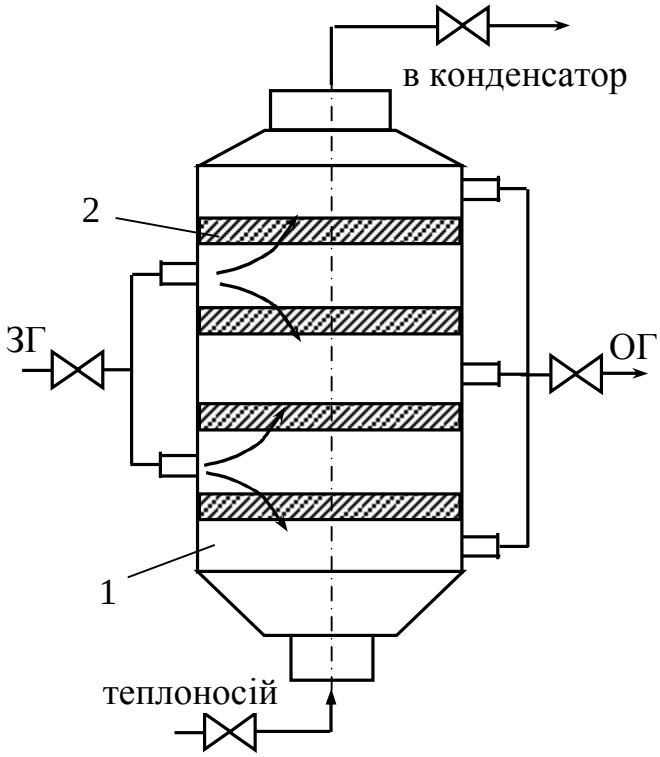


Рисунок 5.4 – Конструктивна схема багатополичного адсорбера:
1 – корпус; 2 – шари адсорбенту

Об’єм адсорбенту для разового завантаження в апарат

$$\mathbf{V_{ад}} = \frac{\mathbf{W_г n_y}}{b_y}, \qquad (5.1)$$

де $\mathbf{W_г}$ – об’єм парогазової суміші, що проходить через апарат, м^3/с ;

$\mathbf{n_y}$ – число одиниць переносу;

b_y – об’ємний коефіцієнт масопередачі, кг/(м^3 ·с).

Діаметр адсорбера визначається його гідромеханічними характеристиками

$$\mathbf{D_a} = \sqrt{\frac{4\mathbf{W_г}}{\pi \mathbf{V_г}}}, \qquad (5.2)$$

де $\mathbf{W_г}$ – об’єм парогазової суміші, що проходить через апарат, м^3/с ;

$\mathbf{V_г}$ – швидкість парогазової суміші, що віднесена до вільного перерізу апарата для апаратів з нерухомим шаром, $\mathbf{V_г}$ = 0,25...0,3 м/с.

Недоліком адсорберів з нерухомим шаром адсорбенту є: періодичність процесу, значний гідравлічний опір, громіздкість, незначне використання адсорбційної ємності адсорбенту, складність в управлінні процесом очищення газів тощо.

5.3 Адсорбери з рухомим шаром адсорбенту

Адсорбери з рухомим шаром адсорбенту забезпечують безперервність процесу, повніше використання адсорбційної ємності апаратів за рахунок руху газу як за течією, так і проти течії адсорбенту. В одному апараті суміщаються всі стадії процесу: адсорбція, регенерація, сушіння й охолодження. Рух газу та адсорбенту може відбуватися в вертикальному або горизонтальному напрямі.

Конструктивна схема горизонтального адсорбера прямокутного перерізу з рухомим шаром адсорбенту подана на рис. 5.5.

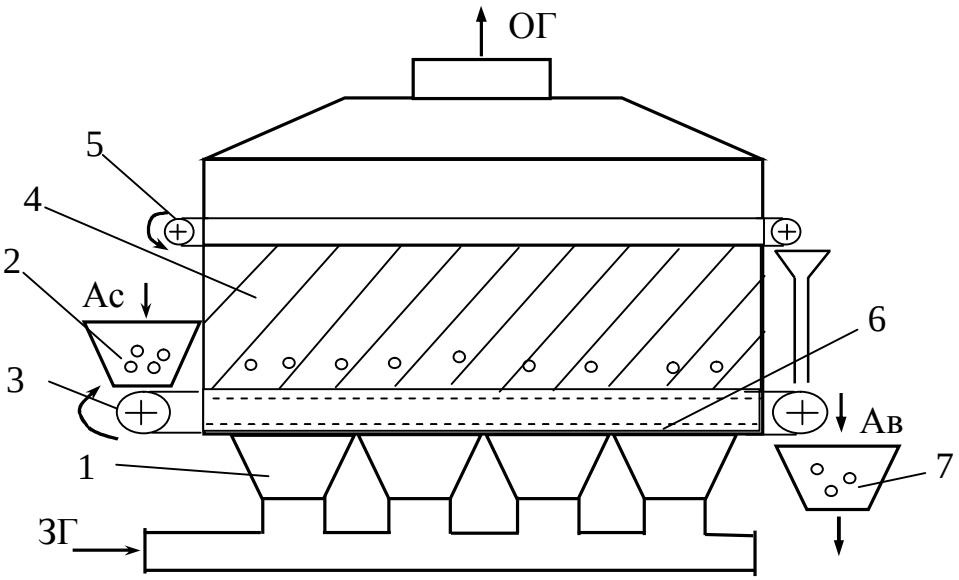


Рисунок 5.5 – Конструктивна схема адсорбера з рухомим шаром адсорбенту: 1 – корпус; 2 – бункер для завантаження свіжого адсорбенту; 3 – горизонтальний стрічковий транспортер для переміщення адсорбенту; 4 – адсорбент, що рухається; 5 – горизонтальний стрічковий транспортер для зменшення пиловиносу; 6 – розподільча решітка; 7 – бункер для вивантаження відпрацьованого адсорбенту, що йде на регенерацію

Швидкість парогазового потоку повинна бути на 20...30% менша швидкості псевдоруху, що визначається з рівняння

$$\mathbf{V}_{\text{пр}} = \frac{\mathbf{Re}_{\text{пр}}\,\mu_{\text{г}}}{\mathbf{d}_{\text{з}}\,\rho_{\text{г}}}\ , \qquad (5.3)$$

де $\mathbf{Re}_{\text{пр}}$ – критерій Рейндольдса для швидкості псевдоруху;

$\mu_г$ – в'язкість газу, Па·с;
$d_з$ – середній діаметр зерна адсорбента, м;
$\rho_г$ – густина газу, кг/м^3.

Швидкість переміщення адсорбенту в апараті

$$V_{ад} = \frac{V_г У_н}{\varepsilon_п (У_н + X_к^*)}, \qquad (5.4)$$

де $V_г$ – швидкість газового потоку, м/с;
$У_н$ – початкова концентрація адсорбентів в парогазовій суміші;
$\varepsilon_п$ – пористість шару рухомого адсорбенту, частки одиниць ($\varepsilon_п$ = 0,33...0,45);
$X_к^*$ – концентрація адсорбенту в твердій фазі.

Опір рухомого шару

$$\Delta P = \frac{\lambda H_н a \rho_г V_г^2}{8 \varepsilon_п^3}, \qquad (5.5)$$

$$\lambda = \frac{133}{Re + 2{,}34}, \qquad (5.6)$$

де $H_н$ – висота шару адсорбенту, м;
a – питома поверхня зернистого шару адсорбенту.

5.4 Адсорбери з киплячим шаром адсорбенту

Адсорбери з киплячим шаром дозволяють інтенсифікувати процес адсорбції без зміни гідродинамічних умов в апараті за рахунок збільшення поверхні контакту фаз та зменшення внутрішнього дифузійного опору твердої фази. Оптимальні гідродинамічні умови в киплячому шарі формуються завдяки таким факторам: швидкість газового потоку; розміри й щільність адсорбенту; форма апарата; діаметр й висота киплячого шару; способи подачі твердої фази; конструкції розподільчих решіток.

Конструктивна схема однокамерного адсорбера з киплячим шаром подана на рис. 5.6.

Конструктивна схема багатокамерного адсорбера з киплячим шаром безперервної дії подана на рис. 5.7.

Недоліком адсорберів з киплячим шаром є: псевдоруху піддаються тільки матеріали однорідного гранулометричного складу; киплячий шар створюється тільки при деяких швидкостях газу, що не є оптимальними для фізико-хімічного процесу адсорбції.

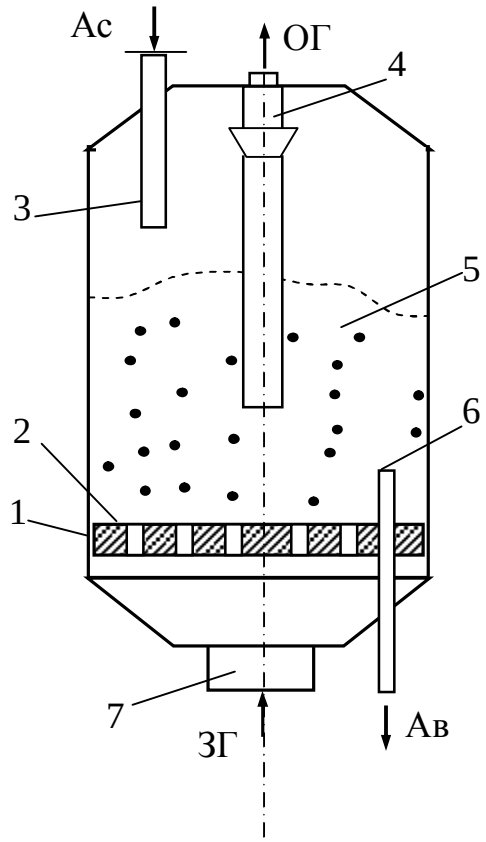


Рисунок 5.6 – Конструктивна схема адсорбера з киплячим шаром:

1 – циліндричний корпус з конусом знизу;
2 – розподільча решітка;
3 – патрубок для введення адсорбенту;
4 – циклонний пристрій;
5 – киплячий шар адсорбенту;
6 – патрубок для виведення адсорбенту;
7 – штуцер для подачі забрудненого газу

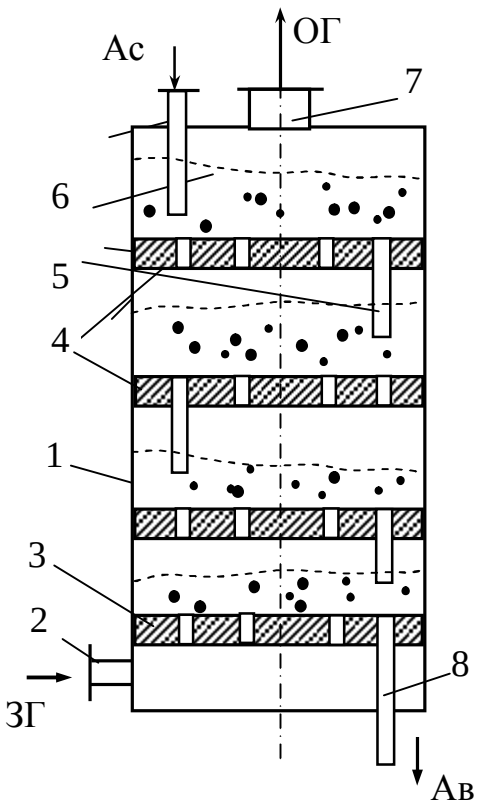


Рисунок 5.7 – Конструктивна схема багатокамерного адсорбера з киплячим шаром:

1 – циліндричний корпус;
2 – штуцер для подачі парогазоподібної суміші;
3 – нижня решітка;
4 – перфоровані тарілки;
5 – перетічні труби;
6 – труба для подачі адсорбенту;
7 – штуцер для виведення очищеного газу;
8 – труба для видалення відпрацьованого адсорбенту

5.5 Адсорбери з віброкиплячим шаром адсорбенту

Адсорбери з віброкиплячим шаром дозволяють інтенсифікувати процес очищення газів за рахунок перемішування сипучих адсорбентів за допомогою низькочастотних коливань. Віброкиплячий шар, що при цьому утворюється, має добрі властивості що до тепло- й масообміну. Структура шару, умови перемішування твердої фази й швидкість переміщення матеріалу по вібруючій поверхні залежать від частоти, амплітуди та траєкторії коливальних рухів поверхні. Для створення віброкиплячого шару використовують гармонічні коливання. Конструктивна схема вібраційного багатополичного адсорбера з похилими лотками прямокутного перерізу подана на рис. 5.8.

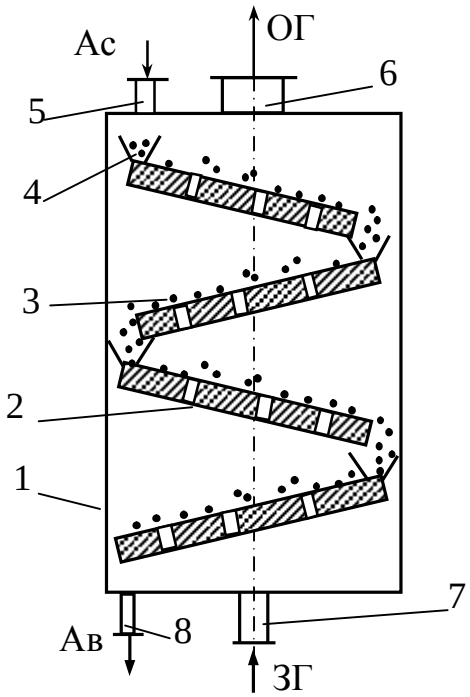


Рисунок 5.8 – Конструктивна схема вібраційного адсорбера:
1 – корпус; 2 – вібрувальна решітка; 3 – шар киплячого адсорбера; 4 – бункер подачі адсорбенту на решітку; 5 – штуцер введення свіжого адсорбера; 6 – штуцер виведення очищеного газу; 7 – штуцер вводу забрудненої парогазоподібної суміші; 8 – штуцер вивантаження відпрацьованого адсорбенту

Об’єм робочої камери лотка

$$\mathbf{W}_{лот} = \mathbf{G}_{адс} \cdot \tau \,, \qquad (5.7)$$

де $\mathbf{G}_{адс}$ – витрата адсорбенту;

τ – час перебування адсорбенту в апараті.

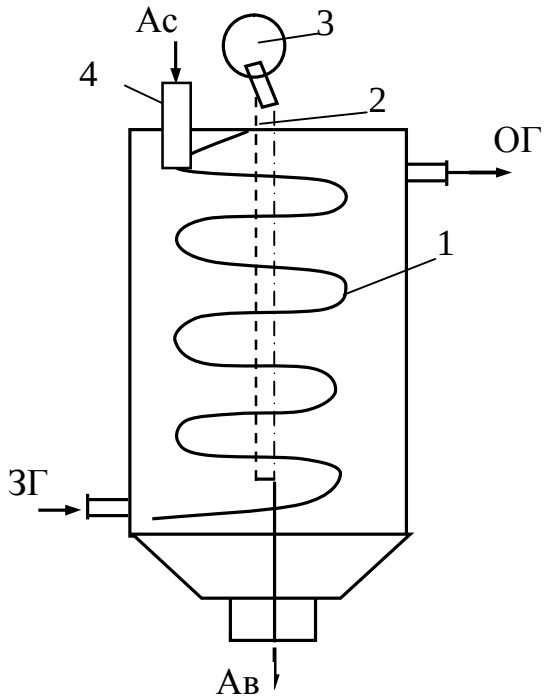


Рисунок 5.9 – Вертикальний адсорбер з віброкиплячим шаром та спіральним лотком: 1 – відкритий спіральний лоток; 2 – стрижень, на якому жорстко закріплений спіральний лоток; 3 – вібратор; 4 – бункер свіжого адсорбенту

За умови, що здійснюються прямолінійні гармонічні коливання, умова переходу шару адсорбенту в віброкиплячий стан з врахуванням фільтрації газу описується рівнянням

$$\frac{\mathbf{A}w^2 \sin b}{\mathbf{g}\cos a} + \frac{\mathbf{F}_n}{\mathbf{mg}} \frac{\sin j}{\cos a} + \frac{\mathbf{F}_a}{\mathbf{mg}} = \mathbf{K}_u{}^3 \mathbf{1}, \qquad (5.8)$$

де **m** – маса частинки;

A – амплітуда коливань;

w – частота коливань;

$\mathbf{F}_n$, $\mathbf{F}_a$ – складові сили тертя;

b – кут, під яким направлені гармонічні коливання до поверхні;

a – кут нахилу поверхні руху адсорбенту до горизонту;

j – фазовий кут вібрації;

$\mathbf{K}_u$ – коефіцієнт режиму роботи віброкиплячого шару з урахуванням фільтрування через неї середовища.

Основними шляхами інтенсифікації адсорбційних процесів є розроблення: оптимальних гідродинамічних режимів очищення, нових типів адсорбентів та нового адсорбційного обладнання.

Оптимальними гідродинамічними умовами є такі, що забезпечують велику швидкість фільтрації очищеного газу через адсорбент. При цьому забезпечується також високий ступінь очищення газу при малому гідравлічному опорі шару. Збільшення швидкості газу можливо тільки при використанні сорбентів з великими порами. При використанні дрібнодисперсних адсорбентів, наприклад, цеолітів, швидкість газового потоку обмежена: для нерухомого та рухомого шару до 0,1...0,5 м/с; для киплячого шару до 1,5...2,0 м/с; для віброкиплячого шару до 0,5...1,0 м/с.

Перспективним напрямком інтенсифікації процесів адсорбції є використання ціолітів у вигляді тонких порошків та суспензії.

5.6 Технологічні розрахунки адсорбера періодичної дії з нерухомим шаром адсорбенту

В результаті проведення розрахунків за вихідними даними, якими є витрата парогазової суміші та її температура, концентрація домішок і необхідний ступінь очищення, визначають оптимальні гідравлічні та конструктивні параметри, необхідну кількість адсорбенту й тривалість процесу адсорбції.

З врахуванням гідродинамічних характеристик за формулою (5.2) визначають діаметр адсорбера, $D_{ад}$. За значенням діаметра адсорбера обчислюють площу його перерізу S_a.

Об'єм адсорбента для одноразового завантаження апарата

$$\mathbf{W_{ад}} = \frac{\mathbf{W_г n_y}}{b_y}, \qquad (5.9)$$

де $\mathbf{W_г}$ – об'єм парогазової суміші, що проходить через апарат, м^3/с;
$\boldsymbol{\beta_y}$ – об'ємний коефіцієнт масопередачі, кг/(м^3·с)
$\mathbf{n_y}$ – число одиниць перенесення.

Об'ємний коефіцієнт масопередачі в газовій фазі залежить від гідродинамічних умов в апараті та фізичних властивостей потоку й визначається за формулою

$$b_y = \frac{\mathbf{NuD_т}}{\mathbf{d_e}^2}, \qquad (5.10)$$

де $\mathbf{d_e}$ – еквівалентний діаметр зерен адсорбенту, м;
Nu – коефіцієнт критерій Нуссельта;

$D_т$ – коефіцієнт дифузії шкідливої парогазової суміші при температурі адсорбції Т, $м^2/с$.

Еквівалентний діаметр для циліндричних зерен адсорбенту розраховується за формулою

$$\mathbf{d_e} = \frac{e_н \times \mathbf{d_З} \times \mathbf{l_З}}{(1 - e_н)(0{,}5 \times \mathbf{d_З} + \mathbf{l_З})}, \qquad (5.11)$$

де $e_н = \frac{r_у - r_н}{r_у}$ – пористість шару адсорбенту, що визначається через уявну $\boldsymbol{\rho_у}$ (300...1000 кг/м^3) та насипну $\boldsymbol{\rho_н}$ (200...800 кг/м^3) густину адсорбенту;

$\mathbf{d_З}$ – діаметр зерен адсорбенту, мм;

$\mathbf{l_З}$ – довжина зерен, мм.

Коефіцієнт дифузії шкідливої парогазової суміші при температурі адсорбції

$$\mathbf{D_Т} = \mathbf{D_0}\left(\frac{\mathbf{T}}{\mathbf{T_0}}\right)^{1,5} \frac{\mathbf{P_0}}{\mathbf{P}}, \qquad (5.12)$$

де $\mathbf{D_0}$ – коефіцієнт дифузії шкідливої парогазової суміші при $\mathbf{T_0}$ = 273˚К;

$\mathbf{P}$ і $\mathbf{P_0}$ – відповідний тиск в апараті і атмоссферний ($\mathbf{P_0}$ = 101,3 кПа).

Дифузійний критерій Нуссельта залежно від значень критерія Рейнольдса обчислюють за однією з формул

$$\mathbf{Nu} = \mathbf{0{,}395} \times \mathbf{Re}^{0,64}\, \mathbf{P_r}^{0,33} \quad \text{при} \quad \mathbf{Re > 30}, \qquad (5.13)$$

$$\mathbf{Nu} = \mathbf{0{,}725} \times \mathbf{Re}^{0,47}\, \mathbf{P_r}^{0,33} \quad \text{при} \quad \mathbf{Re\ 2\ ...\ 30}, \qquad (5.14)$$

$$\mathbf{Nu} = \mathbf{0{,}515} \times \mathbf{Re}^{0,35}\, \mathbf{P_r}^{0,33} \quad \text{при} \quad \mathbf{Re < 2}, \qquad (5.15)$$

де **Re** – модифікований критерій Рейнольдса, величина якого рівна

$$\mathbf{Re} = \frac{\mathbf{V_г} \times \mathbf{d_e} \times r_г}{e_н \times m_г}, \qquad (5.16)$$

де $\mathbf{V_г}$ – швидкість парогазової суміші в апараті (0,2 ... 0,3 м/с);

$\mathbf{d_e}$ – еквівалентний діаметр адсорбенту, м;

$\rho_г$ – густина парогазової суміші, кг/м3;
$\mu_г$ – вязкість парогазової суміші, Па·с;
$\varepsilon_н$ – пористість нерухомого шару адсорбенту (0,33 ... 0,49).

Дифузійний критерій Прандтля обчислюють за формулою

$$P_r = \frac{\mu_г}{D_т \cdot \rho_г}. \qquad (5.17)$$

Число одиниць перенесення обчислюють методом графічного інтегрування інтегралу

$$n_y = \int_{Y_к}^{Y_п} \frac{dy}{Y - Y'}, \qquad (5.18)$$

де $Y, Y', Y_п, Y_к$ – відповідно, поточна, рівноважна, початкова і кінцева концентрація адсорбенту в парогазовій суміші, кг/м^3.

Висота нерухомого шару адсорбенту в апараті

$$H_н = n_y \cdot h, \qquad (5.19)$$

де h – висота одиниці перенесення, яка визначається за формулою

$$h = \frac{G_г}{S_a b_y}, \qquad (5.20)$$

де $G_г$ – масова витрата парогазової суміші, кг/(м^3·с);
S_a – площа перерізу апарата, м^2.

Тривалість процесу адсорбції визначають залежно від того, де знаходиться на ізотермі адсорбції точка початкової концентрації адсорбенту в парогазовій суміші:

а) в першій області ізотерми адсорбції допускається лінійна залежність між концентрацією газу і кількістю поглиненої речовини

$$\sqrt{t} = \sqrt{\frac{X'}{V_г \cdot Y_п}} \cdot \sqrt{H} - b\sqrt{\frac{X'}{b_y \cdot Y_п}}, \qquad (5.21)$$

б) в другій області ізотерми адсорбції, де залежність між концентрацією газу і кількістю поглиненої речовини є криволінійною

$$t = \frac{X'}{V_г \cdot Y_п}\left[H_н - \frac{V_г}{b_y}\left[\frac{1}{Y_п / Y'_1}\ln\left(\frac{Y_п}{Y_к} - 1\right) + \ln\left(\frac{Y_п}{Y_к} - 1\right)\right]\right], \quad (5.22)$$

в) в третій області ізотерми адсорбції, де кількість речовини, яка поглинена адсорбентом досягає границі і залишається без зміни

$$t = \frac{X'}{V_г \cdot Y_п}\left[H_н - \frac{V_г}{b_y}\left(\ln\frac{Y_п}{Y_к} - 1\right)\right], \quad (5.23)$$

де X' – рівноважна концентрація адсорбенту в твердій фазі, кг/м^3;

Y'_1 – вміст речовини в газовому потоці, що рівноважить з половиною кількості максимально поглиненого адсорбенту ($Y'_1 = 0{,}5\ X'_{max}$), кг/м^3;

b – коефіцієнт, величина якого залежить від відношення $\frac{Y_к}{Y_п}$.

Перепад тиску в шарі адсорбенту обчислюють за формулою

$$\Delta P = \frac{2H}{g \cdot d_e \cdot r_г}\left(\frac{770 m_г \cdot G_г}{d_e} + 10{,}6 \cdot G_г^2\right), \quad (5.24)$$

де g – прискорення вільного падіння, м/с^2.

КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Поясніть суть адсорбційного процесу очищення газових викидів.
2. Наведіть класифікацію адсорберів.
3. Поясніть принцип роботи і конструктивні особливості адсорберів з нерухомим шаром адсорбенту.
4. Охарактеризуйте принцип роботи і конструктивні особливості адсорберів з рухомим шаром адсорбенту.
5. Поясніть переваги і конструктивні особливості адсорберів з киплячим шаром адсорбенту.
6. Наведіть особливості роботи й конструкції адсорберів з віброкиплячим шаром адсорбенту.
7. Розкрийте суть методики технологічних розрахунків адсорберів.

6 ЗАСОБИ ДЛЯ КАТАЛІТИЧНОГО ОЧИЩЕННЯ ГАЗОВИХ ВИКИДІВ

6.1 Класифікація апаратів для каталітичного очищення газів

Процес каталітичного очищення газових викидів ґрунтується на нейтралізації шкідливих домішок шляхом дії на них спеціальними речовинами – каталізаторами, як каталізатори використовують речовини, що беруть активну участь в хімічній реакції, але залишаються незмінними після її закінчення. Каталітичні процеси очищення газів забезпечують високий ступінь очищення та здійснюються за допомогою компактного обладнання.

Каталітичні процеси бувають гомогенні та гетерогенні, що визначається агрегатним станом речовини, яка бере участь в каталізі. Технологія очищення та необхідне обладнання визначаються видом каталізу. При гомогенному каталізі каталізатор та реагуючі речовини знаходяться в одній фазі, наприклад, газовій. При гетерогенному процесі каталізатор та реагуючі речовини знаходяться в різних фазах.

Основним фактором, що визначає швидкість каталітичної реакції, є енергія активації. Чим більша енергія активації, тим менше частинок мають в системі таку енергію і тим повільніше відбувається реакція. Якщо величина енергії активації значно менша енергії, яка необхідна для розірвання старих зв’язків, то вона частково компенсується енергією, що звільняється при створенні нових зв’язків.

Енергія активації для реакцій за участю радикалів становить 43...50 кДж/моль. В реакціях з молекулами ступінь компенсації зменшується до 60...70%, а енергія активації збільшується до 150...250 кДж/моль. Тобто, проведення корисних хімічних реакцій досягається шляхом використання каталізаторів, які збільшують ступінь компенсації та знижують енергію активації. Це сприяє збільшенню швидкості хімічних реакцій.

При очищенні газів від домішок використовують тверді каталізатори. Каталіз на твердих каталізаторах складається з таких стадій:

- зовнішня дифузія реагуючих речовин до поверхні каталізатора;
- внутрішня дифузія в порах зерен каталізатора;
- активована (хімічна) адсорбція одного або декількох компонентів на поверхні каталізатора;
- перегрупування атомів (хімічна реакція);
- зворотна дифузія продукту в порах зерен каталізатора;
- дифузія продуктів від поверхні зерен.

Кожна з цих стадій каталітичного процесу повинна мати енергію активації, що значно менша, ніж енергія активації реакції при відсутності каталізатора. В іншому випадку каталітичний процес енергетично буде не

спроможний. Загальна швидкість каталітичного процесу визначається відносними швидкостями окремих стадій та може лімітуватися найменшою з них. Розрізняють процеси, що протікають в кінетичній, зовнішньодифузійній та внутрішньодифузійній областях.

Суттєво впливає на процес каталізу температура. Вона не тільки змінює швидкість каталізу, а й лімітує стадію процесу. При відносно низьких температурах, коли швидкість реакції мала порівняно зі швидкістю дифузії, концентрація реагуючих речовин та продуктів реакції зі збільшенням глибини пор зерен каталізатора зменшується несуттєво та близька до концентрації їх в газовому потоці. В цьому випадку процес каталізу протікає в кінетичній області. Ступінь використання внутрішньої поверхні наближається до одиниці і процеси переносу не впливають на швидкість хімічних перетворень.

З підвищенням температури швидкість хімічної реакції збільшується. Одночасно збільшується також швидкість дифузії. В цих умовах підвід реагуючих речовин шляхом дифузії, по всій глибині пор каталізатора. При певних температурах й настає момент, коли компонент вступає в хімічну реакцію ще до того, як він проникає на всю глибину в пори каталізатора. Відповідно, певна частина внутрішньої поверхні пор каталізатора із-за дефіциту вихідних речовин фактично не бере участі в каталізі і процес переходить в область внутрішньої дифузії. Ступінь використання внутрішньої поверхні каталізатора буде меншою одиниці. Швидкість каталізу в цьому випадку буде лімітуватися процесом перенесення речовини в мікропорах каталізатора. При подальшому збільшенні температури швидкість хімічної реакції ще більше збільшується.

Як каталізатор використовують речовини, що не входять до складу кінцевих продуктів хімічної реакції, але змінюють її швидкість. Каталізатори повинні мати такі властивості: високу активність й селективність по відношенню до даної реакції; високу хімічну стійкість по відношенню до каталізаторної отрути; низьку температуру запалювання; термічну стійкість; підвищену теплопровідність; значний температурний інтервал роботи; високу механічну міцність; бути дешевими у використанні. Як каталізатори використовують платину, паладій та інші чисті метали або їх з’єднання, так як активність біметалевих каталізаторів вища.

Активатори (промотори) – речовини, що підвищують активність каталізаторів. Активатори можуть не мати каталітичних властивостей, але вони здатні підсилювати дію каталітично активних речовин. Вони вступають в реакцію з каталізатором й утворюють з’єднання, що мають більшу, порівно з чистими каталітичними речовинами, активність. Активатори можуть збільшувати активність речовин в сотні й тисячі разів.

Носіями є речовини, що самі не мають каталітичних властивостей та не підсилюють активність каталізатора, а є основою, на яку наноситься каталізатор. В деяких випадках носії можуть впливати на активність та селективність каталізаторів. Використання носіїв дозволяє змінювати структуру каталізаторів та зменшувати витрати каталітично активних речовин. Як носії використовують інертні пористі речовини, що мають розвинуту поверхню (активне вугілля, алюмосилікати, силікагелі, азбест, пемза, цеоліти тощо).

Сучасні апарати для каталітичного очищення газів повинні мати високу продуктивність і забезпечувати безперервність процесу. Для каталітичного очищення газів використовуються різні за способом взаємодії з каталізатором та функціональним призначенням апарати (рис. 6.1).

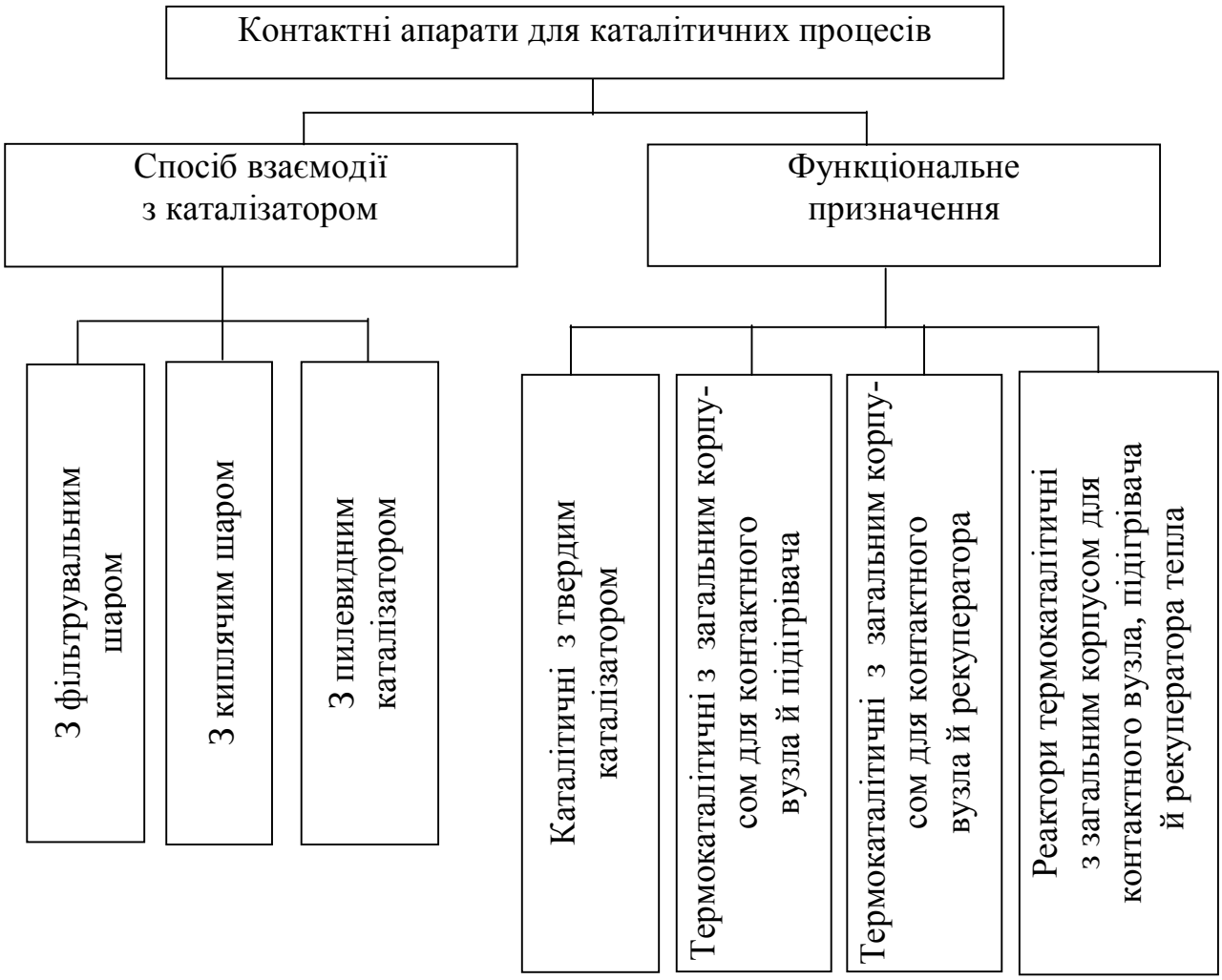


Рисунок 6.1 – Класифікація апаратів для каталітичного очищення газів

6.2 Апарати з фільтрувальним шаром каталізатора

Принцип дії апаратів з фільтрувальним шаром каталізатора ґрунтується на фільтрації газу через шар нерухомого каталізатора. Конструктивні схеми апаратів з металевою решіткою (рис. 6.2, а), з трубчастими контактними елементами (рис. 6.2, б), у вигляді твердих тіл різної форми, що розміщені на перфорованих решітках (рис. 6.2, в) є характерними для апаратів з фільтрувальним шаром каталізатора.

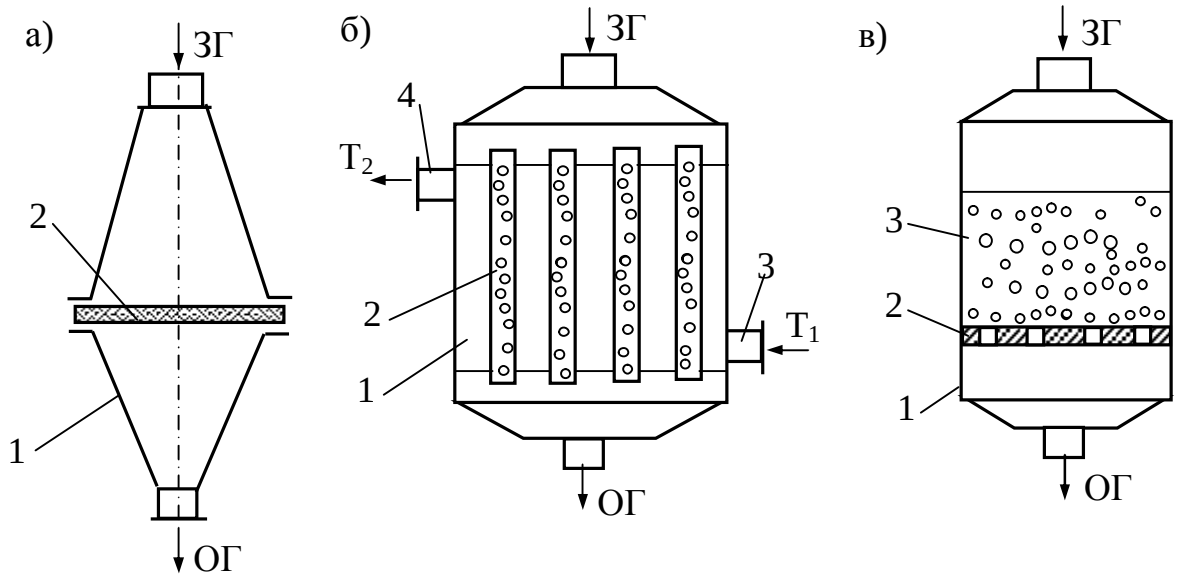


Рисунок 6.2 – Схеми контактних апаратів з фільтрувальним шаром каталізатора: а) з металевою решіткою: 1 – корпус; 2 – каталізатор у вигляді сітки; б) з трубчастими контактними елементами: 1– корпус; 2 – каталізатор; 3 – штуцер подачі теплоносія; 4 – штуцер виходу відпрацьованого теплоносія; в) у вигляді твердих тіл на перфорованих решітках: 1 – корпус; 2 – перфорована решітка; 3 – каталізатор у вигляді твердих тіл різної форми

Для прискорення процесу очищення газу в одному апараті встановлюють декілька шарів каталізатора (рис. 6.3, а), встановлюють трубки з каталізатором, в просторі між якими розташовується теплоносій або холодоагент (рис. 6.3, б) та використовують інші конструктивні рішення.

Конструктивна схема каталітичного реактора у вигляді прямокутної камери, всередині якої розміщені касети з каталізатором подана на рис. 6.4.

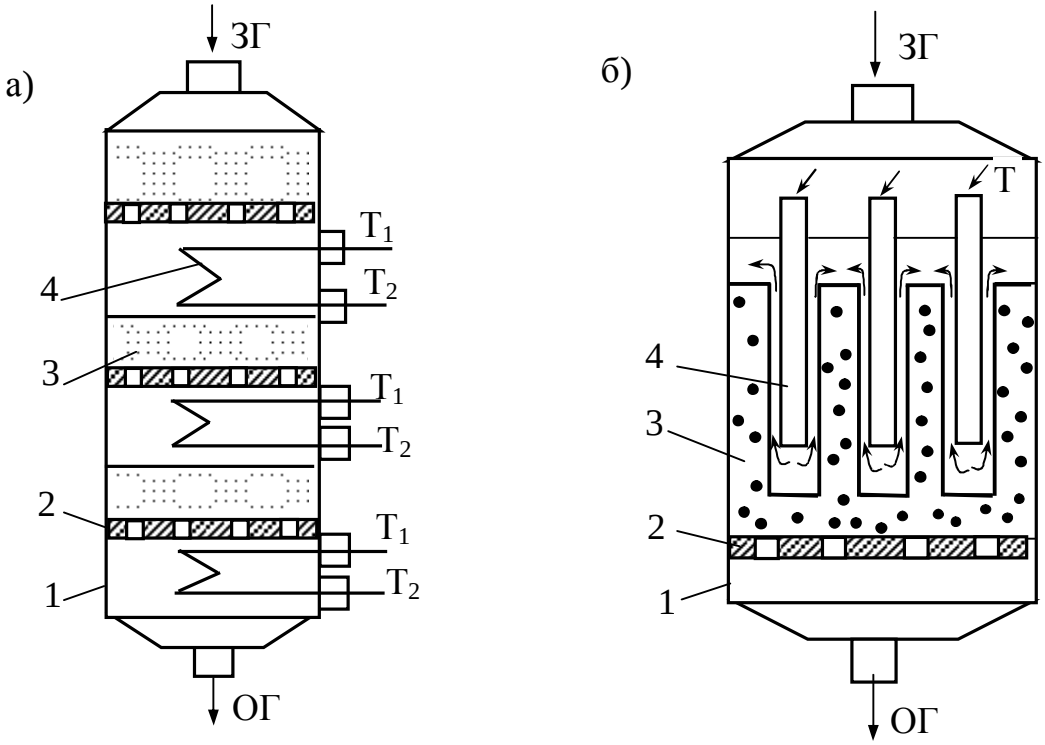


Рисунок 6.3 – а) Контактний апарат з фільтрувальним шаром каталізатора та прискореним процесом очищення газу з кількома шарами контактної маси: 1 – корпус; 2 – решітка; 3 – каталізатор;4 – теплообмінники, що змонтовані між шарами каталізатора; б) Трубчастий контактний апарат з фільтрувальним шаром каталізатора та прискореним процесом очищення газу: 1 – корпус; 2 – решітка; 3 – каталізатор в трубках; 4 – трубки Фільда для теплообміну

.

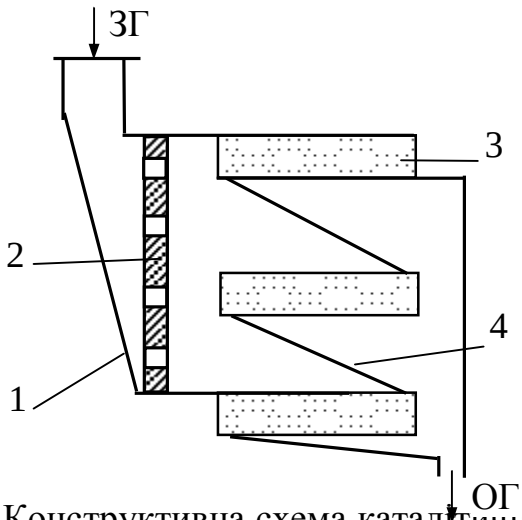


Рисунок 6.4 - Конструктивна схема каталітичного реактора з касетним розміщенням каталізатора: 1 - корпус; 2 – розподільча решітка; 3 – касета з каталізатором; 4 – перегородка

6.3 Термокаталітичні реактори з фільтрувальним шаром

В термокаталітичних реакторах в одному корпусі знаходиться контактний вузол й підігрівач, що дозволяє зменшувати їх габарити. Вони прості у виготовленні та експлуатації. На рис. 6.5 подана схема термокаталітичного реактора у вигляді насадки, що розташована на верхній частині труби.

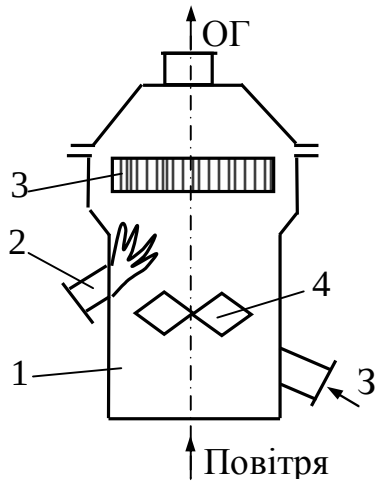


Рисунок 6.5 – Термокаталітичний реактор у вигляді насадки, що розташована на верхній частині труби: 1 – циліндричний корпус; 2 – пальник для підігрівання газу; 3 – стільниковий каталізатор; 4 – змішувач газу

Термокаталітичний реактор з розділенням забрудненого газу на два потоки: потік для очищення та топковий потік, які потім об'єднуються в формокамері, змішуються й поступають у внутрішню камеру – корзину з каталізатором, подано на рис. 6.6.

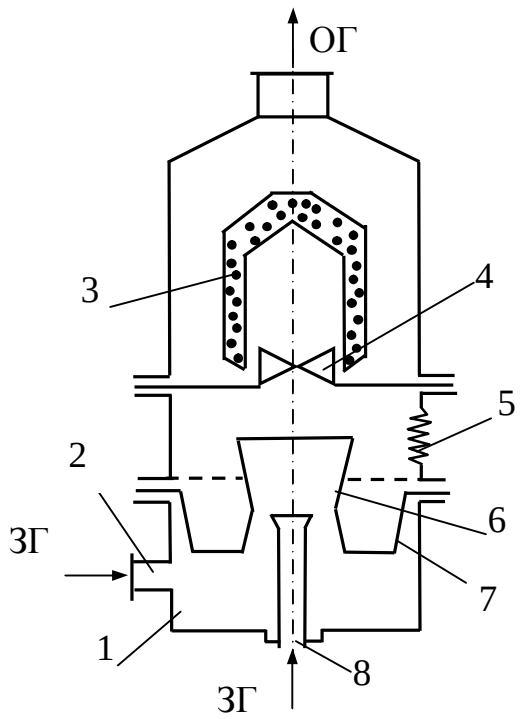


Рисунок 6.6 – Термокаталітичний реактор з розділенням забрудненого газу на два потоки:
1 – корпус;
2 – штуцер подачі забрудненого газу;
3 – корзина з каталізатором;
4 – змішувач;
5 – вибухова мембрана;
6 – пальник; 7 – відбивач;
8 – штуцер подачі газу на пальник

Поширені для промислового очи-

щення газів каталітичні реактори, в яких в одному корпусі розташовані контактний вузол, підігрівач та рекуператор. Реактор з модульним компонуванням залежно від параметрів газів, що очищуються, показаний на рис. 6.7.

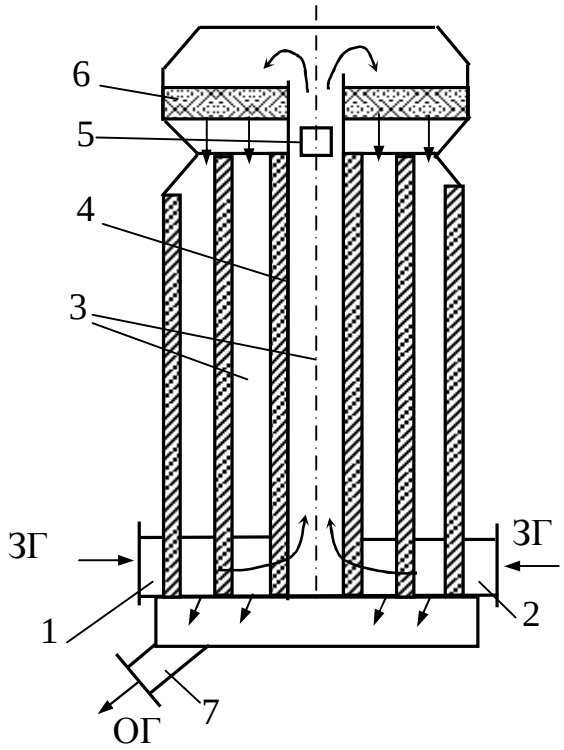


Рисунок 6.7 – Реактор з модульним компонуванням:
1, 2 – штуцери подачі забрудненого газу; 3 – міжтрубний простір;
4 – рекуператор; 5 – форсунки; 6 – каталізатор; 7 – патрубок відведення очищеного газу

Забруднений газ надходить в реактор через штуцери 1 та 2, що розташовані діаметрально, проходить в міжтрубному просторі 3 рекуператора 4, де підігрівається до температури 200°С. Далі газ, що очищується, змішується з гарячими газами, що виходять з форсунки 5. В результаті його температура підвищується до 250...400°С. Газова суміш проходить через шар каталізатора 6, де очищується від домішок. Очищений газ віддає своє тепло свіжому газу в рекуператорі та через патрубок 7 виходить з апарата.

Недоліком апаратів з фільтрувальним шаром є можливість забруднення каталізатора твердими частинками, якщо вони знаходяться у газі, що очищується.

Цей недолік відсутній в трубчастих реакторах з нанесеним на внутрішню поверхню трубок каталізатором (рис. 6.8).

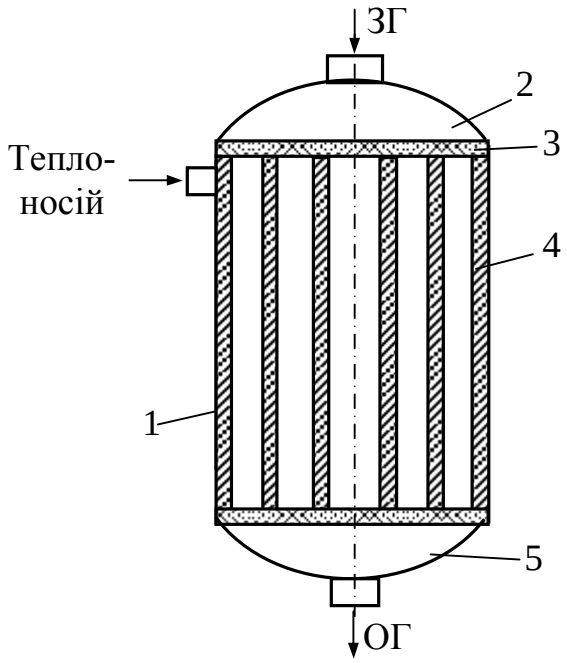


Рисунок 6.8 – Трубчастий реактор: 1 – циліндричний корпус; 2 – кришка, 3 – трубна решітка, 4 – труби з нанесеним каталізатором; 5 – днище

Фактичний час перебування всіх частинок газу в контактних апаратах, для яких характерною є ламінарна течія газового потоку, однаковий і дорівнює

$$t = \frac{\mathbf{W_R}}{\mathbf{W_r}} = \frac{\mathbf{H_a}}{w_r}\ , \qquad (6.1)$$

де $\mathbf{W_R}$ – об'єм реактора,

$\mathbf{W_r}$ – об'єм газу,

$\mathbf{H_a}$ – висота апарата;

w_r – швидкість руху газу.

Гідравлічний опір контактного апарата:

$$D\mathbf{P} = \frac{\mathbf{3(1 - \varepsilon_0)}}{\mathbf{2\varepsilon_0^2 \Phi}}\ \lambda\ \frac{\mathbf{H_н \rho_Г \omega_Г^2}}{\mathbf{2d_ч}}\ , \qquad (6.2)$$

де e_0 – пористість;

$\mathbf{\Phi}$ – фактор форми частинки;

λ **= 133/Re + 2,34** – коефіцієнт опору;

$\mathbf{H_н}$ – висота нерухомого шару;

r_r – густина газу;

$\mathbf{d_ч}$ – діаметр частинки.

6.4 Апарати з киплячим шаром каталізатора

Для інтенсифікації каталітичних процесів використовують киплячий шар, при якому кожна гранула каталізатора інтенсивно з усіх боків омивається газом.

Перевагою цих апаратів є добра теплопровідність, що обумовлена інтенсивним перемішуванням частинок, та високий коефіцієнт тепловіддачі від шару каталізатора до поверхні теплообмінників. Рухомість киплячого шару каталізатора дозволяє механізувати й автоматизувати процеси безперервного завантаження та вивантаження каталізатора, підтримувати постійною висоту шару. Інтенсивність перемішування твердої фази не допускає локального перегрівання або переохолодження каталізатора. Використання каталізатора з гранулами малих розмірів збільшує питому поверхню.

Недоліком киплячого шару є швидке стирання й винесення пиловидного каталізатора з апарата, а також неможливість організації протитечії руху, що зменшує рухому силу процесу. Недоліком також є підвищена корозія апаратури, яка розміщена в зоні киплячого шару.

На рис. 6.9 зображена схема контактного апарата з киплячим шаром каталізатора.

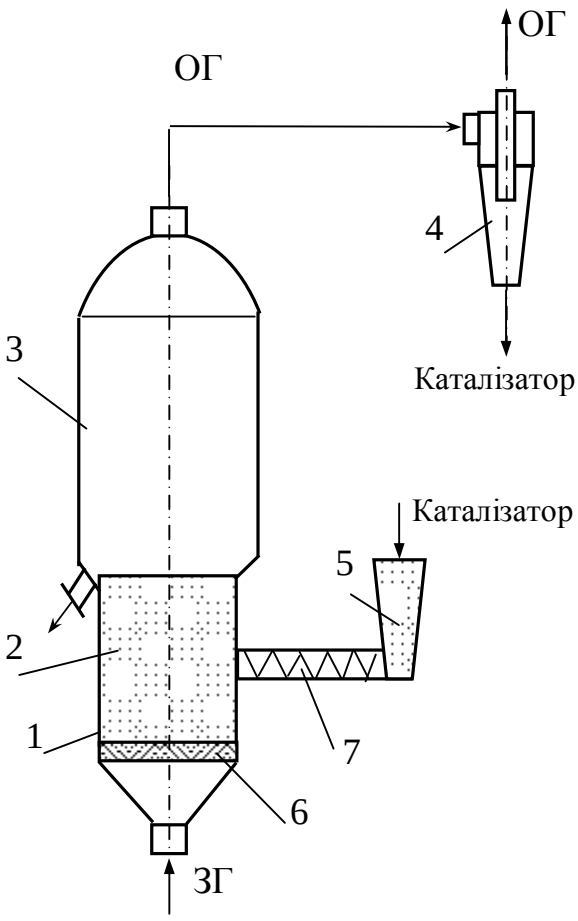


Рисунок 6.9 – Контактний апарат з киплячим шаром каталізатора: 1 – нижня циліндрична частина корпусу; 2 – дрібнозернистий каталізатор з діаметром частинок 0,5...1,5 мм; 3 – розширена верхня частина корпусу для зменшення виносу дрібних частинок каталіза-тора; 4 – циклон для очищення газу від каталізатора; 5 – бункер для за-вантаження каталізатора; 6 – газорозподільна решітка, під яку подається газ, що забезпечує псевдо-рух каталізатора; 7– шнековий пристрій для подачі каталізатора в робочу зону

Схема каталітичного реактора з киплячим шаром й мішалкою, що дозволяє упорядкувати перемішування твердої фази в киплячому шарі наведена на рис. 6.10.

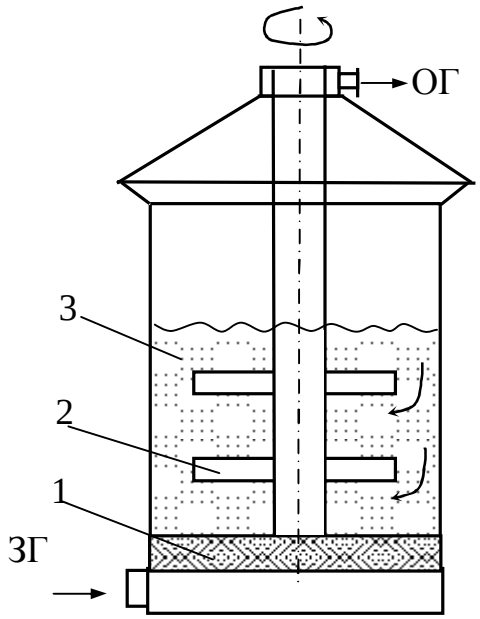


Рисунок 6.10 – Каталітичний реактор з киплячим шаром й мішалкою: 1 – газорозподільна решітка; 2 – мішалка; 3 – шар каталізатора

З метою інтенсифікації каталітичних процесів за рахунок омивання гранул каталізатора з усіх сторін використовують киплячий шар, який розташовують в апараті на одній або декілька полицях. Конструктивна схема багатополичного каталітичного реактора з киплячим шаром зображена на рис. 6.11.

6.5 Реактор з пилоподібним каталізатором

Каталітичний реактор з пилоподібним каталізатором дозволяє інтенсифікувати процес очищення газів за рахунок розпилення спеціальними соплами каталізатора у вигляді дрібних частинок. Завдяки такій подачі каталізатора більш повно використовується об’єм апарата, в якому відбувається реакція. Схема реактора з пилоподібним каталізатором наведена на рис. 6.12.

Забруднений газ ділиться на два потоки. Один потік надходить в реактор, а другий - в ежекторний пристрій 5, де змішується з каталізатором, що розміщений в бункері 4. Уловлення частинок каталізатора з очищеного газу відбувається в циклоні 2. Другий потік сприяє більш ретельному й рівномірному перемішуванню газу з каталізатором. Реакція відбувається коли частинки каталізатора знаходяться в польоті.

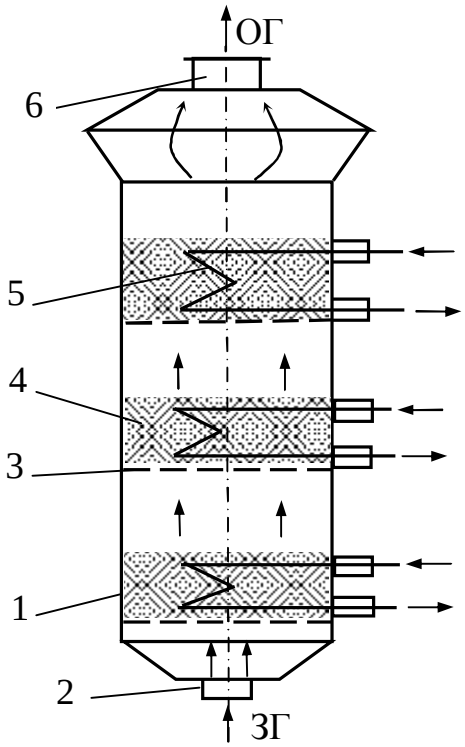


Рисунок 6.11 – Конструктивна схема багатополичного каталітичного реактора: 1– корпус; 2 – штуцер подачі забрудненого газу; 3 – решітка; 4 – каталізатор; 5 – теплообмінник; 6 – штуцер відведення очищеного газу

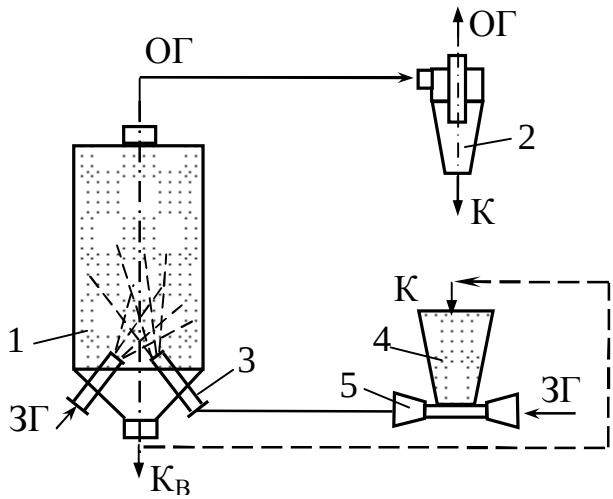


Рисунок 6.12 – Реактор с пилоподібним каталізатором:
1 – циліндричний корпус, в нижній частині якого розміщені сопла 3 та бункер 4; 2 – циклон; 5 – ежекторний пристрій

6.6 Розрахунок реакторів з фільтрувальним шаром

При розрахунках каталітичних реакторів визначають гідродинамічні, масообмінні та геометричні характеристики.

Величина швидкості початку псевдоруху в контактному апараті з підвішеним шаром каталізатора

$$w_{ПС} = \frac{Re_{пр} \cdot \mu_Г}{d_ч \cdot \rho_Г}, \qquad (6.3)$$

де $Re_{пр}$ – модифікований критерій Рейнольдса, що визначається в залежності від критерію Архімеда;

$m_Г$ – динамічна в'язкість газу;

$r_Г$ – густина газу;

$d_ч$ – діаметр частинок.

Швидкість витання, при якій відбувається руйнування шару й масове винесення частинок визначають з рівняння

а) при $2 < Re < 500$

$$w_В = 0{,}78 \frac{d_{ч1}^{0,43}}{\rho_Г^{0,285} m_Г^{0,43}} (\rho_{ТВ} - \rho_Г)^{0,715}, \qquad (6.4)$$

б) при $Re > 500$

$$w_В \approx 5{,}46 \sqrt{\frac{d_{ч2}(\rho_{ТВ} - \rho_Г)}{\rho_Г}}, \qquad (6.5)$$

де $d_{ч1}$, $d_{ч2}$ – діаметр частинок

$r_{тв}$ – густина частинок.

Величина робочої швидкості

$$w_{ПР} < w_Г < w_В.$$

Необхідна кількість каталізатора

$$W_К = \frac{G \cdot R \cdot T \cdot \ln(P_П/P_К)}{\beta_Ц S_0 (P_П - P_К)}, \qquad (6.6)$$

де G – кількість домішок в суміші газів;

R – універсальна газова константа;

T – температура процесу;

$P_П$, $P_К$ – відповідно, парціальний тиск газу на вході та виході з апарату;

$b_Ц$ – об'ємний коефіцієнт масопередачі, який визначають експериментальним шляхом залежно від реагуючих речовин, виду каталізатора й умов каталізу;

S_0 – питома зовнішня поверхня зерен в одиниці об'єму каталізатора;

$$S_0 = \frac{(1 - e_0)S_ч}{W_1}, \quad (6.7)$$

де e_0 – пористість;

$S_ч$ – поверхня одного зерна;

W_1 – об'єм одного зерна каталізатора.

Максимальна об'ємна швидкість газу

$$w = \frac{W_Г}{W_К}, \quad (6.8)$$

де $W_Г$, $W_К$ – відповідно, об'єм газу та каталізатора.

Статична висота нерухомого шару каталізатора

$$H_Н = \frac{W_К}{F_а}, \quad (6.9)$$

де $F_а$ –площа поперечного перерізу апарата.

Динамічна висота рухомого шару каталізатора

$$H_{ПР} = \frac{H_{ПИТ}}{H_Н}, \quad (6.10)$$

де $H_{ПИТ}$ – питома висота шару, що залежить від відношення $w_В/w_{ПР}$, (рис.6.13).

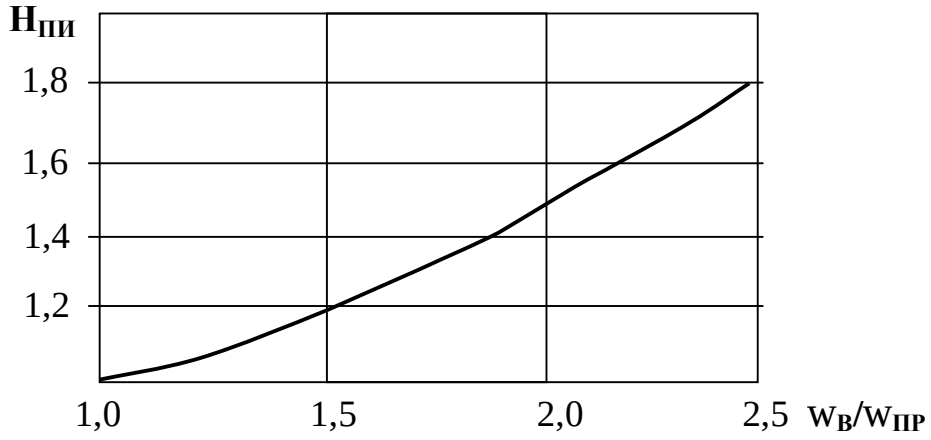


Рисунок 6.13 – Графік залежності питомої висоти шару $H_{ПИТ}$ від відношення $w_В/w_{ПР}$

Діаметр реактора з фільтрувальним шаром

$$D_Р = \sqrt{\frac{V_Г}{0{,}715 w_Г}}, \quad (6.11)$$

де $\boldsymbol{\omega_Г}$ – величина робочої швидкості, яка повинна бути більшою швидкості початку псевдоруху ($\omega_{ПР}$), але меншою швидкості витання ($\omega_В$).

Площа поперечного перерізу реактора

$$\mathbf{S_Р} = \frac{\pi \mathbf{D_Р^2}}{\mathbf{4}}. \qquad (6.12)$$

КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Наведіть класифікацію апаратів для каталітичного очищення газових викидів.
2. Поясніть принцип роботи і конструктивні особливості апаратів з фільтрувальним шаром каталізатора.
3. Охарактеризуйте конструктивні особливості реакторів з фільтрувальним шаром.
4. Особливості каталітичних реакторів з киплячим шаром.
5. За рахунок чого інтенсифікується процес очищення газів в реакторах з пилевидним каталізатором та особливості їх конструкції.
6. Наведіть методику розрахунків реакторів з фільтрувальним шаром.

7 ЗАСОБИ ТЕРМІЧНОГО ЗНЕШКОДЖЕННЯ ГАЗОВИХ ВИКИДІВ

7.1 Класифікація пристроїв для термічного знешкодження газових викидів

Термічне знешкодження газів ґрунтується на високотемпературному спалюванні горючих домішок, тобто окисленні знешкоджуваних компонентів киснем. На процес термічного знешкодження впливають температура, інтенсивність перемішування та час перебування газів в зоні реакції.

Цей метод має широке розповсюдження, тому що відсутнє шлакове господарство й стічні води, невеликі розміри установок, простота обслуговування, можливість автоматизації, висока ефективність знешкодження при низьких затратах коштів.

При виборі термічного методу необхідно враховувати характер речовин, що утворюються під час реакції окислення. При спалюванні газів, що містять фосфор, галогени та сірку, утворюються продукти реакції, які за токсичністю в декілька разів перевищують вихідні газові викиди. Цей метод використовують для знешкодження викидів, які під дією високих температур не утворюють більше токсичних речовин. Необхідно також враховувати, що сполучення горючих речовин з киснем утворює вибухонебезпечну суміш, що характеризується верхньою та нижньою границями вибуху, які залежать від температури, тиску, концентрації інертних газів. Концентрація горючих речовин в суміші не повинна перевищувати 25% нижньої границі вибуху. Для запобігання утворення вибухонебезпечних сумішей концентрацію газових викидів зменшують додаванням повітря. При термічному знешкодженні парогазових викидів необхідно враховувати наявність в них речовин, що конденсуються (смола, гарячий пил). При транспортуванні таких газів може відбуватися самозапалення, що є причиною аварійних ситуацій.

Суттєве значення в організації процесу термічного знешкодження газових викидів має підготовка газів до реакції, а саме нагрівання суміші до необхідної температури і забезпечення змішування горючих газів з окислювачем. Ефективність процесу термічного знешкодження сумішей визначається температурою, часом перебування газу в зоні реакції та турбулентністю газових потоків в камері згорання.

Залежно від умов спалювання та технологічного оформлення процесу використовують два методи: в топкових (рис.7.1) та факельних пристроях (рис. 7.2).

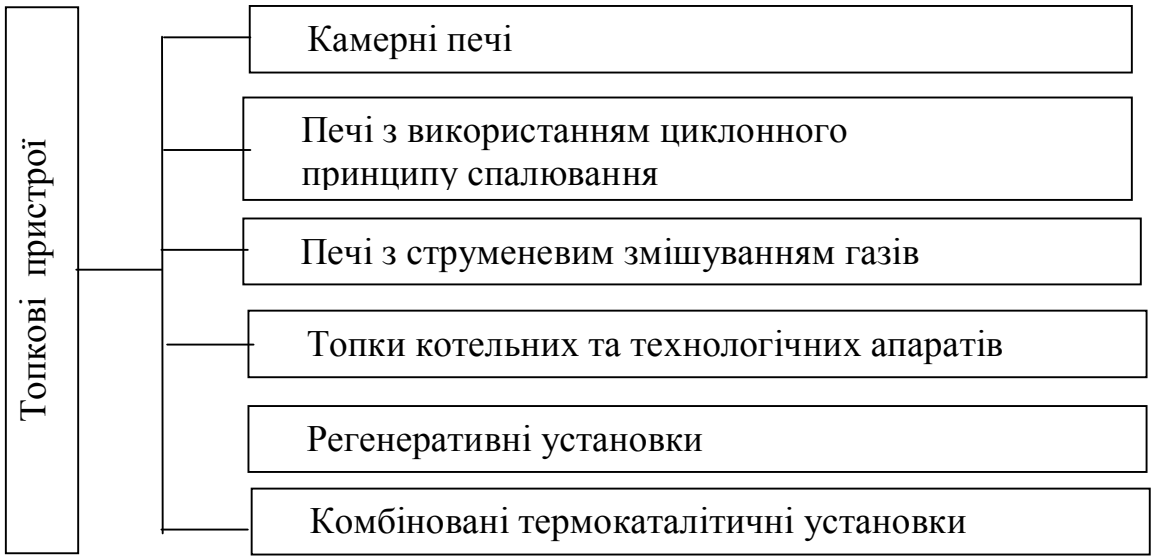


Рисунок 7.1 – Класифікація топкових пристроїв

Рисунок 7.2 – Класифікація факельних пристроїв

7.2 Камерні печі

Камерні печі використовуються для термічного знешкодження промислових газових викидів. Конструктивне виконання двокамерної печі для знешкодження газів, що містять фенол, показано на рис. 7.3.

Час перебування газів в печі 3,5 с, а температура 850°С. Недоліком є значні габаритні розміри та суттєвий (до 15 мг/м^3) залишок вмісту фенолу в газових викидах.

Зменшити час горіння до 0,5 с можна за рахунок підвищення температури до 930°С. Це досягається кращим перемішуванням продуктів, що знешкоджуються, з паливом та використання дуттєвого повітря, збагаченого киснем.

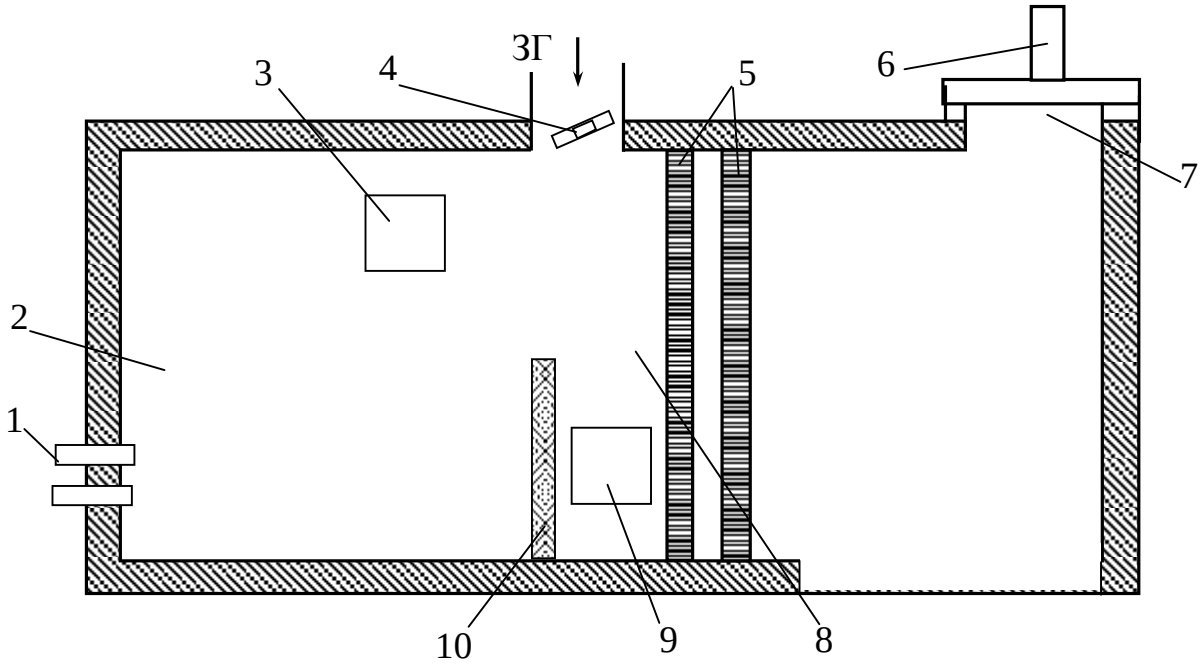


Рисунок 7.3 – Конструктивна схема двокамерної печі:
1 – пальники; 2 – топка (камера горіння); 3 – вибуховий клапан;
4 – запірно-поворотний клапан; 5 – стільникові перегородки;
6 – димова труба; 7 – газохід; 8 – камера змішування; 9 – вікно;
10 – перегородка

7.3 Регенеративні установки термічного знешкодження промислових газових викидів

Установки для термічного знешкодження промислових викидів з використанням регенеративних теплообмінників є найбільш економічними. Вони складаються з камери спалювання та двох або декількох шарів регенеративної насадки. За рахунок реверсивного руху знешкоджуваних газів

через апарат шари насадки забезпечують утилізацію тепла за допомогою насадки. Насадка нагрівається продуктами горіння і віддає акумульоване тепло знешкоджуваному газу.

Установка для технічного допалювання відхідних газів з вертикально розміщеними насадками наведена на рис. 7.4. Вона дозволяє краще змішувати забруднений газ з продуктами горіння паливного газу при підвищеній швидкості й турбулентності потоку. Також дозволяє отримувати однорідну суміш газів і тим самим досягати більшої повноти спалювання шкідливих домішок при зниженій температурі допалювання.

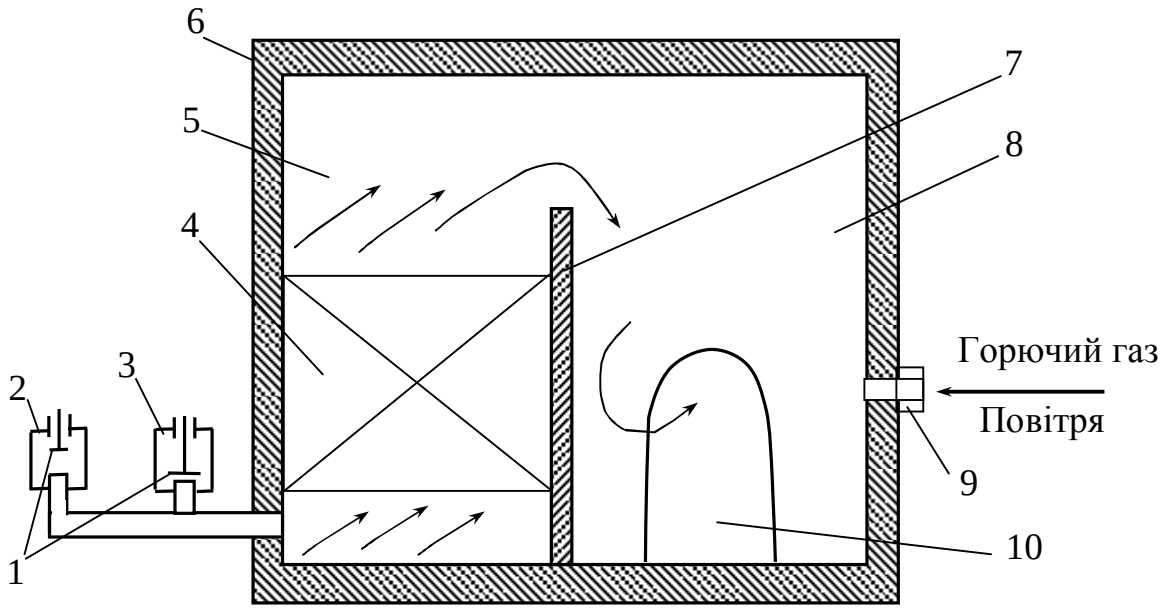


Рисунок 7.4 – Установка для технічного допалювання забруднених газів з вертикально розміщеними насадками:
1 – клапани для реверсування потоків газу; 2 – патрубок для видалення газу; 3 – патрубок для подачі газу в піч; 4 – шар газопроникної насадки з вогнетривкого матеріалу; 5 - камери; 6 – тепло ізольований корпус; 7 – перегородки, що поділяють корпус 6 на камери 5; 8 – змішувальні канали, що утворюються перегородками 7; 9 – пальники, що розміщені в змішувальних каналах 8; 10 – вікно, що з'єднує змішувальні канали 8 між собою

Трикамерний регенеративний апарат з продуванням камер очищення газом для знешкодження токсичних органічних речовин наведено на рис. 7.5.

Апарат містить циліндричні камери 1, що заповнені насадкою, в якості якої використовується кварцовий пісок. Камери 1 з'єднані між собою каналами 2 та з камерою спалювання 3, в яку трубопроводом 4 подається горючий газ. Продування камер виконують через трубопровід 5. Газ, що очищується, по трубопроводу 8 надходить через систему перекидних пристроїв 7 й кранів 6 в одну із камер 1. В ній він нагрівається від гарячої на-

садки й надходить в камеру спалювання 3. Очищений горючий газ направляється в іншу камеру з насадкою, нагріває її та через перекидні пристрої по трубопроводу 9 через вентилятор 10 викидається в атмосферу. В подальшому цикл повторюється. При цьому одна камера знаходиться на продуванні, а дві інші – в роботі. На продування витрачається близько 10% очищеного газу.

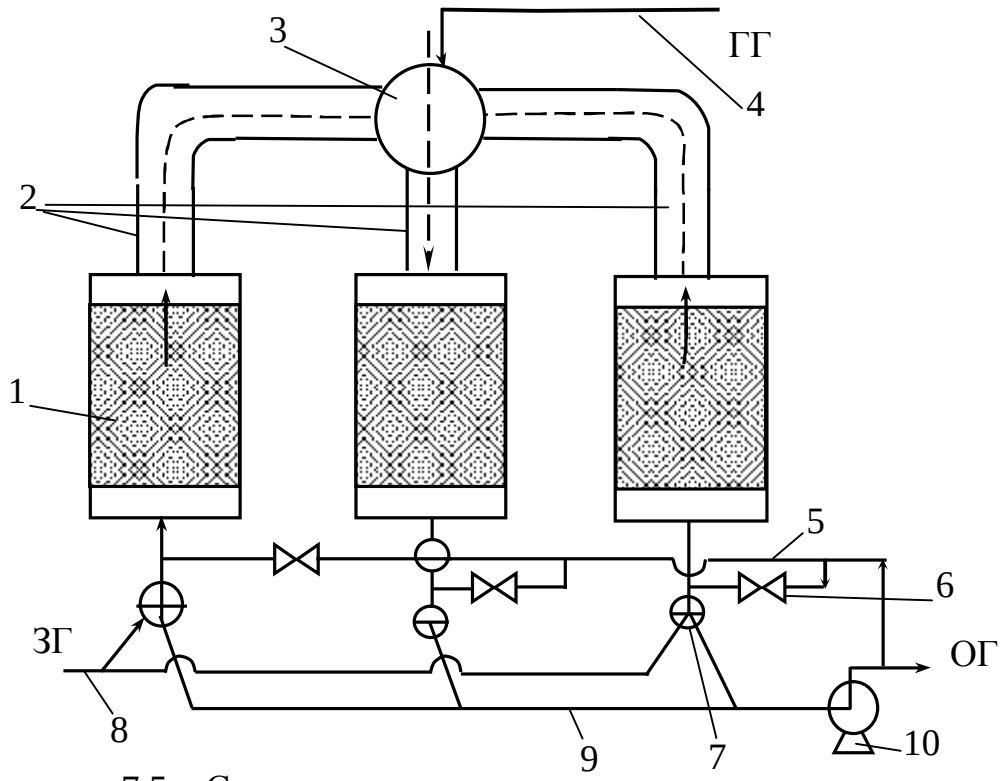


Рисунок 7.5 – Схема регенеративного апарата з продуванням камер: 1 – циліндричні камери; 2 – з'єднувальні канали; 3 – камера спалювання; 4 – трубопровід горючого газу; 5 – трубопровід для продування камер; 6 - кран; 7 – перекидні пристрої; 8 – трубопровід забрудненого газу; 9 – трубопровід очищеного газу; 10 – вентилятор

Апарат регенеративного типу з насадкою, що обертається, для термічного допалювання відхідних газів наведено на рис. 7.6.

Апарат складається з підвідного трубопроводу відхідних забруднених газів 1, регенератора 2, що обертається за допомогою привода 3, виносної камери допалювання 4, в якій розміщений пальник 5. До пальника 5 повітря надходить по трубопроводу 6, а пальне по трубопроводу 7, що з'єднаний з вентилятором 8. Очищені гази відводяться за допомогою патрубка 9. Продуктивність апарата досягає 100 000 м^3/год. Ступінь регенерації тепла в апараті 86,5%, а ступінь очищення газу 99%. При вмісті горючих токсичних речовин в забрудненому газі 40 кДж/м^3 та більше регенеративний апарат може працювати в автотермічному режимі без споживання додаткового палива.

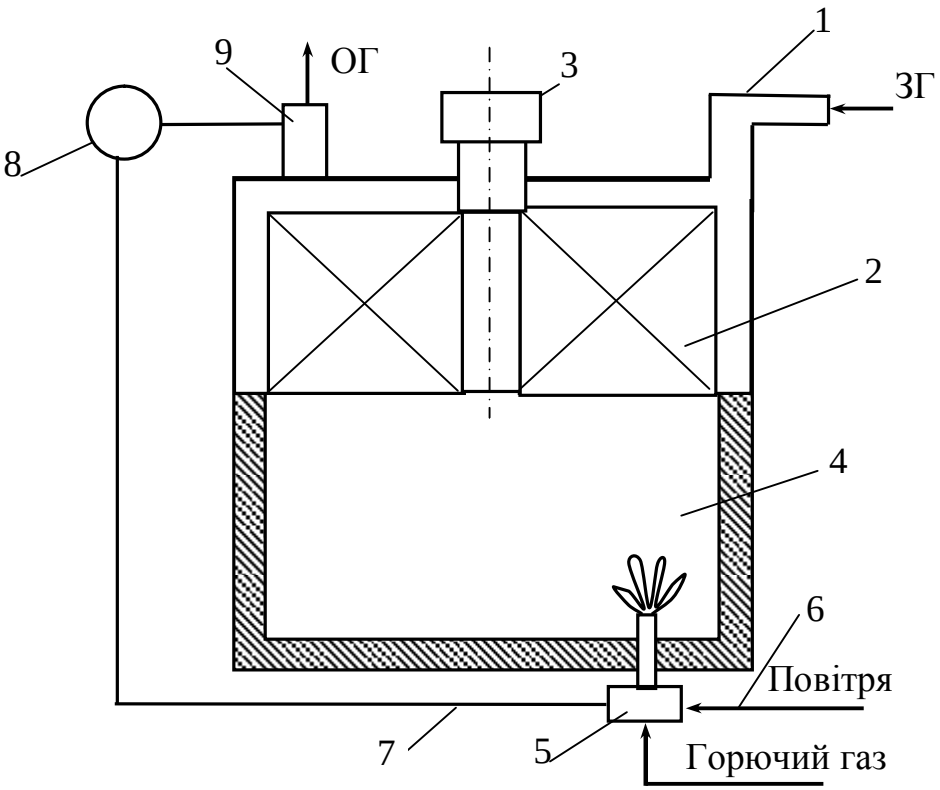


Рисунок 7.6 – Схема апарата регенеративного типу з насадкою, що обертається: 1 – трубопровід забрудненого газу; 2 – регенератор; 3 – привод; 4 – виносна камера допалювання; 5 – пальник; 6 – трубопровід повітря; 7 – трубопровід пального; 8 – вентилятор; 9 – патрубок для очищення газу.

7.4 Комбіновані установки знешкодження газових викидів

При термічному знешкодженні токсичних речовин із-за обмежених температур часто неможливо досягти повного окислення або знешкодження домішок. Це призводить до викидання шкідливих речовин разом з відхідними газами в атмосферу. З метою запобігання цим негативним явищам використовують комбіновані установки, які мають два ступені. На першому ступені виконують термічне знешкодження домішок, а на другому – більш глибоке каталітичне знешкодження. Схема комбінованої термокаталітичної установки для знешкодження газів, що виділяються під час бітумізації труб, наведена на рис. 7. 7.

Забруднена газоповітряна суміш відсмоктується з ванни 1 з розплавленим бітумом й з відділення висушування труб 2. Забруднена газоповітряна суміш надходить в циклонну топочну камеру 3, в яку додають газоподібне паливо для підтримування температури 900...1100°С, при якій горять смолисті речовини. Горючі димові гази розбавляються повітрям й направляються у відділення підігрівання чавунних труб. В ньому газ охолоджується до температури 500...550°С й направляється в контактний каталі-

тичний апарат 5 для допалювання бензопірена. Як каталізатор використовують гранули оксиду алюмінію з нанесеними на них 0,1...0,5% палладія або платини. З контактного апарата 5 очищені гази направляються в холодильник 6 з проточною водою, де охолоджуються до 300°С, та за допомогою вентилятора 7 виводяться через димову трубу в атмосферу.

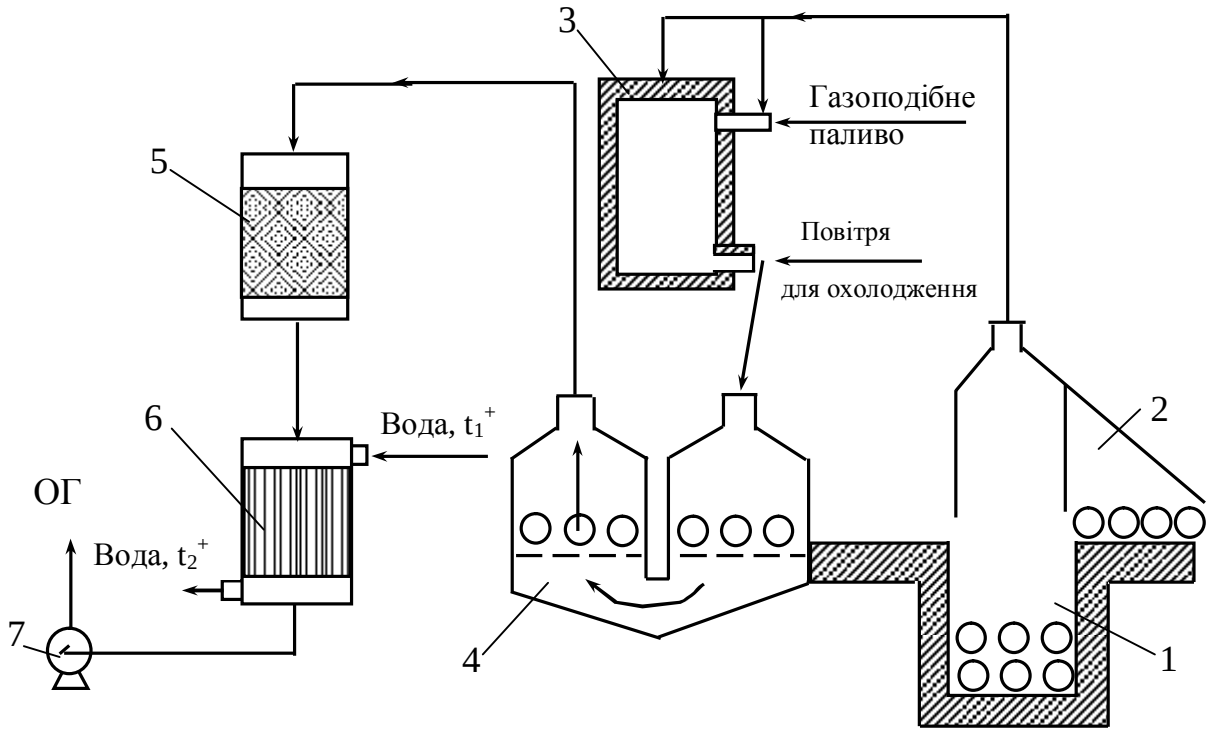


Рисунок 7.7 – Схема термокаталітичної установки знешкодження газових викидів, що виділяються при бітумізації труб: 1 – ванна з розплавленим бітумом; 2 – відділення висушування труб; 3 – топочна камера; 4 – відділення підігрівання чавунних труб; 5 – контактний каталітичний апарат; 6 – холодильник; 7 – вентилятор

7.5 Факельні установки

Принципова схема факельної установки з подачею всього об'єму газу для спалювання в факельну трубу наведена на рис. 7.8. Такі установки використовують у випадках, коли тиск в технологічних установках недостатній для подання факельного газу в газгольдер, коли гази неможливо утилізувати або коли об'єми забруднених газів значно перевищують об'єм газгольдеру, що використовується. Факельну трубу монтують окремо або на технологічній установці.

Забруднені гази через сепаратор 1 надходять на спалювання в факельну трубу 2. Конденсат з сепаратора повертають на виробництво або виводять в каналізацію через гідрозатвор 3. Факельна труба 2 обладнана черговими пальниками 4 й запальниками 5, до яких підводиться паливний газ.

Схема факельної установки з сепаратором для газів високого тиску з відбиранням факельних газів на технологічне перероблення або для спалювання в котельних установках наведена на рис. 7.9. В такій установці основна частина газів йде до споживачів.

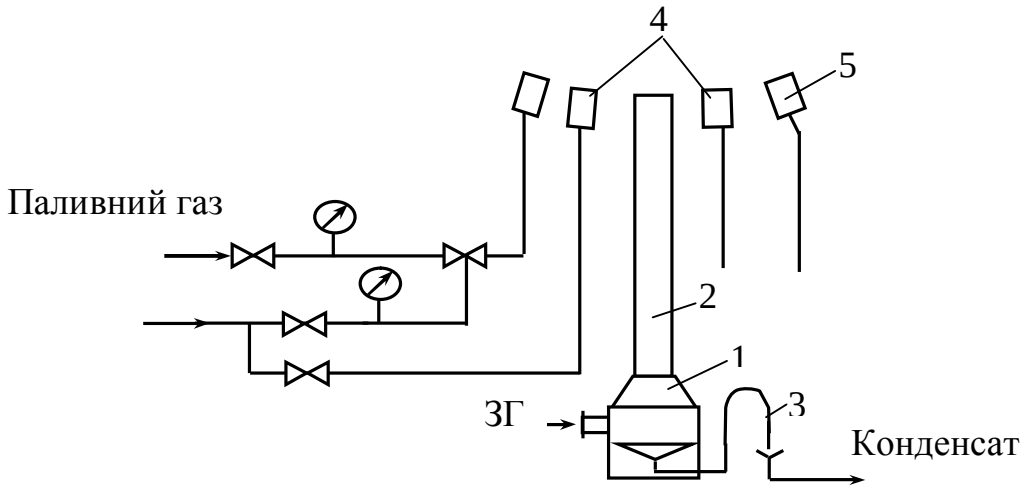


Рисунок 7.8 – Факельна установка з виведенням газів в факельну трубу: 1 – сепаратор; 2 – факельна труба; 3 – гідрозатвор; 4 – чергові пальники; 5 – запальник

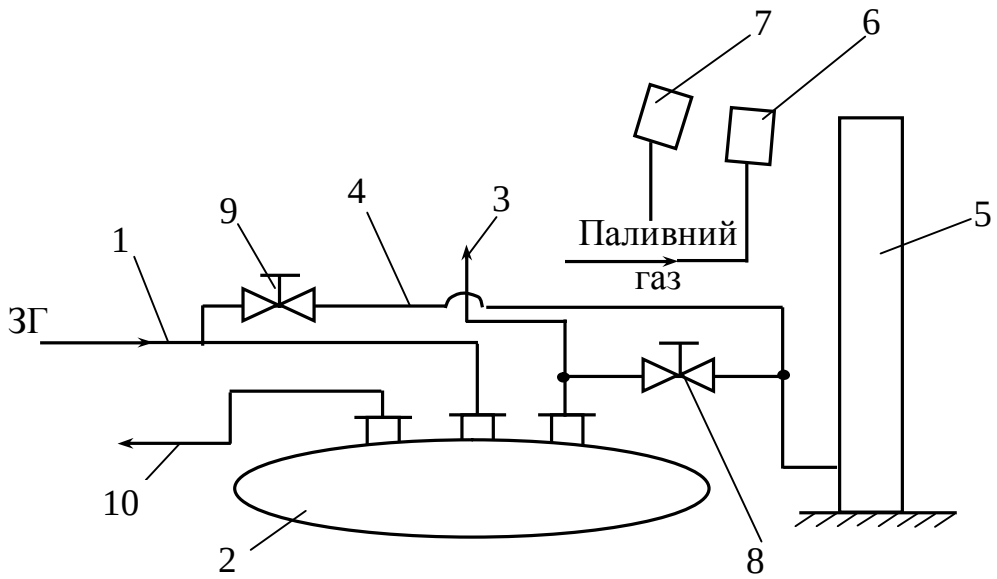


Рисунок 7.9 – Факельна установка з сепаратором для газів високого тиску: 1 – трубопровід забрудненого газу; 2 – сепаратор; 3 – трубопровід споживачів; 4 – трубопровід; 5 – факельна труба; 6 – черговий пальник; 7 – запальник; 8, 9 – регулювальні клапани; 10 – трубопровід

Забруднені гази по трубопроводу 1 надходять в сепаратор 2. Від сепаратора по трубопроводу 3 газ йде до споживачів. Частина газу по трубо-

проводу 4 надходить в факельну трубу 5, що обладнана черговим пальником 6 та запальником 7. В системі передбачені регулювальні клапани 8 та 9, що запобігають утворенню вибухонебезпечної суміші та забезпечують постійну витрату газу, який подається в факельну трубу. Трубопровід 10 призначений для відведення газу з сепаратора 2.

Висота факельної труби 10...20 метрів. Діаметр факельної труби й пальника повинні забезпечувати стабільне горіння газу без зриву полум'я при зміні навантаження. Як правило, діаметр факельної труби не менший одного діаметра трубопроводу, з якими вона з'єднується. Швидкість газів в гирлі факельної труби вибирається з урахуванням складу газів, які спалюються.

КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Поясніть суть термічного знешкодження газових викидів.
2. Наведіть класифікацію топкових пристроїв.
3. Наведіть класифікацію факельних пристроїв.
4. Поясніть принцип роботи і конструктивні особливості камерних печей.
5. Охарактеризуйте регенеративні установки термічного знешкодження промислових газових викидів.
6. Наведіть конструктивні особливості комбінованих установок знешкодження газових викидів.
7. Поясніть принцип роботи і конструктивні особливості факельних установок.

8 ЗАСОБИ ЕЛЕКТРИЧНОГО ТА МАГНІТНОГО ОЧИЩЕННЯ ГАЗОВИХ ВИКИДІВ

8.1 Класифікація технологічного обладнання для електричного очищення газових викидів

Одним із досконалих методів очищення газів від завислих частинок пилу й туману є електричне очищення, яке дозволяє вловити до 99% частинок. Пиловловлення в електрофільтрах є складним фізичним процесом, який включає в себе гравітаційне, інерційне, дифузійне та електростатичне осадження.

Основними елементами електричного фільтра є коронувальний 1 та осаджувальний 2 електроди, які утворюють неоднорідне електричне поле 3 (рис. 8.1).

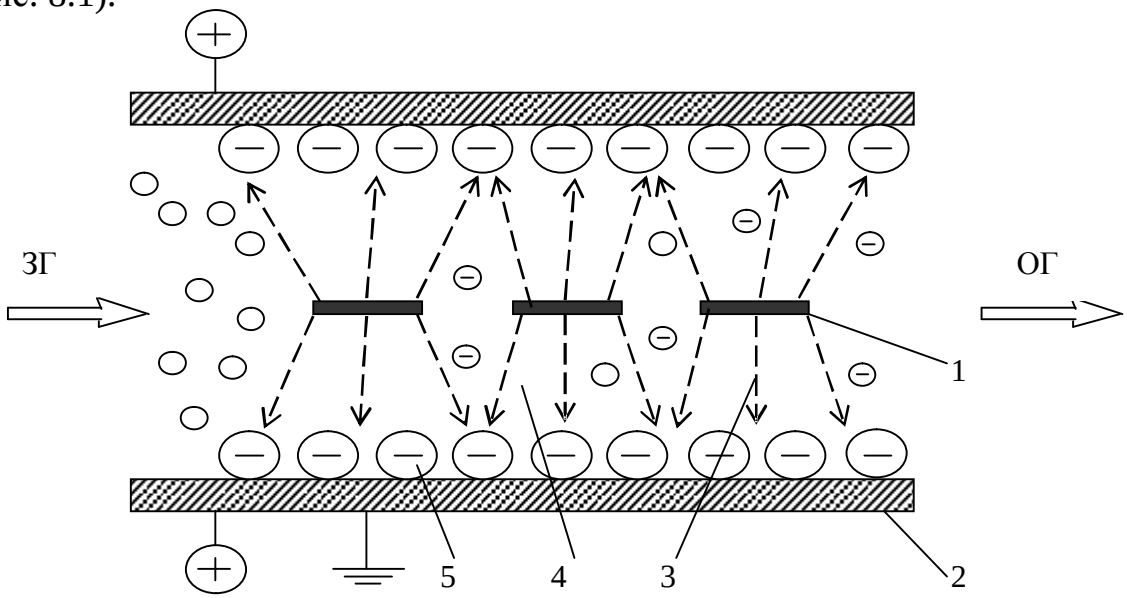


Рисунок 8.1 – Принцип роботи електрофільтра:
1 – коронувальний електрод; 2 – осаджувальний електрод;
3 – електричне поле; 4 – заряджена зона; 5 – осілий шар пилу

Коронувальні електроди 1 ізольовані від землі, а осаджувальні електроди 2 заземлені. До коронувальних електродів підводиться випрямлений струм негативної полярності напругою 50...80 кВ, а осаджувальні електроди підключені до позитивного полюсу. Коронувальні електроди виконуються у вигляді тонкого дроту, а осаджувальні електроди виготовляють у вигляді циліндричних або шестигранних труб та профільованих пластин.

Очищення газів в електричних фільтрах відбувається таким чином. Забруднені гази пропускають через неоднорідне електричне поле 3, що

утворюється між коронувальним 1 та осаджувальним 2 електродом. Внаслідок дії електричного поля вільні електрони і позитивно заряджені молекули починають переміщуватися в напрямку силових ліній поля. Напрямок руху кожного заряду залежить від його знаку, а швидкість руху – від напруженості електричного поля. Чим вища напруженість електричного поля між коронувальним і осаджувальним електродами, тим більше прискорення отримують іони та електрони. При достатньо високій швидкості іони та електрони при стиканні з нейтральними газовими молекулами іонізують їх, тобто вибивають з них частину зовнішніх електронів. Електрони, що утворюються внаслідок іонізації, також іонізують молекули газу, тобто відбувається процес ударної іонізації. Найбільш інтенсивно ударна іонізація відбувається біля поверхні коронувального електрода, до якого підведена напруга.

На вході в електрофільтр частинки пилу попадають в розподільчу жалюзійну решітку, де на них діють сили інерції. Величина цих сил залежить від розмірів частинок, конструктивних параметрів жалюзійної решітки, а також швидкості газового потоку в апараті. На жалюзійній решітці відбувається рівномірний розподіл газу по перерізу апарата.

Після виходу з розподільчої жалюзійної решітки на частинку починають діяти сили гравітації. У вертикальних електрофільтрах сили гравітації діють тільки до моменту її попадання в міжелектродний простір. В горизонтальних електрофільтрах дія сил гравітації є значною протягом всього часу їх переміщення в апараті. Величина сил гравітації визначається швидкістю та в’язкістю газового потоку, а також розмірами й густиною частинок пилу.

В міжелектродному просторі на частинку пилу одночасно діють електростатичні сили іонного вітру, а також сили турбулентної та теплової дифузії. Величина електростатичних сил залежить від різниці потенціалів, що подаються на коронувальний та осаджувальний електроди, конструкції електрофільтрів, властивостей пилу, розміру частинок і параметів газового потоку.

Сила теплової дифузії визначається температурою газу і розмірами частинок пилу. Величина сил турбулентної дифузії залежить від швидкості газового потоку, конструктивних параметрів електрофільтрів, розмірів частинок пилу та наявності перешкод.

На загальний ступінь очищення в електрофільтрах суттєво впливає електронний вітер. Електронний вітер створюється іонами газу з полярністю, що протилежна полярності коронувального електрода. Ці іони утворюються під впливом корони і є одночасно її частиною. Внаслідок передавання кількості руху від іонів газу, що рухаються в електростатичному полі, обертовим частинкам газу виникає рух газу між електродами, який називається електронним або іонним вітром. Швидкість електронного вітру в апаратах 0,3...0,6 м/с, а найбільша локальна швидкість може досягати 3 м/с.

В зв’язку з виникненням електронного вітру тиск у осаджувального електрода дещо більший ніж у коронувального. В результаті цього збільшується турбулентність газового потоку в електрофільтрі, яка є причиною підвищення величини граничного заряду дрібних частинок.

Очищення газових викидів від забруднень електричним методом реалізується за допомогою електрофільтрів, класифікація яких наведена на рис. 8.2.

Агрегатами живлення електрофільтрів є регулятор напруги, підвищувальний трансформатор та високовольтний випрямляч. Ефективність роботи електрофільтра визначається робочою напругою, значення якої повинно наближатись до напруги пробою. Оптимальний режим роботи електрофільтрів забезпечується регулюванням напруги на електродах, яка повинна підтримуватися на максимально високому рівні. Напруга пробою в електрофільтрі залежить від кількості очищуваних газів, їх температури, вологості, густини, концентрації частинок в газах, наявності шару пилу на електродах тощо. Напруга пробою коливається в значних межах, особливо в сухих електрофільтрах.

Ступінь очищення в електрофільтрі визначається способом і режимом регенерації електродів. В сухих електрофільтрах для видалення пилу з осаджувальних та коронувальних електродів застосовується пружинно-кулачкова, ударно-молоткова, магнітно-імпульсна й вібраційна система струшування. Для видалення осаджених твердих частинок в мокрих електрофільтрах використовують безперервне або періодичне промивання електродів з подачею на них необхідної кількості промивної рідини, що змиває осаджений пил.

8.2 Конструктивні особливості електрофільтрів

Електрофільтри за розміщенням зон зарядки і осаджування бувають однозонні та двозонні. В однозонних електрофільтрах зони зарядки і осадження суміщені. В двозонних апаратах зарядка відбувається в іонізаторі, а осаджування – в осаджувачі. Залежно від кількості послідовно розташованих осаджувальних електродів розрізняють одно-, дво-, три- і чотирипільні електрофільтри. Конструктивна схема однозонного двопільного електрофільтра наведена на рис. 8.3, а двозонного - на рис. 8.4.

За способом регенерації осаджувальних і коронувальних електродів електрофільтри бувають сухі та мокрі. В сухих електрофільтрах для видалення осадженого пилу використовують вібраційні, магніто-імпульсні, ударно-молоткові та ударно-пружинні системи струшування. В мокрих електрофільтрах для видалення пилу використовують промивання електродів необхідною кількістю рідини.

Рисунок 8.2 – Класифікація електрофільтрів

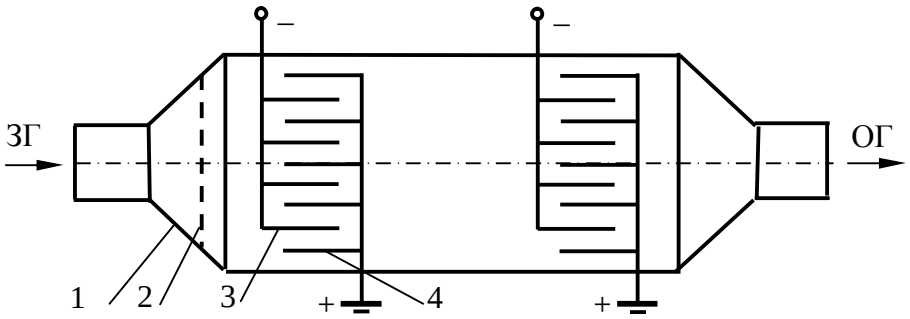


Рисунок 8.3 – Конструктивна схема однозонного двопольного електрофільтра: 1 – корпус; 2 – газорозподільна решітка; 3 – система коронуваль- них електродів; 4 – осаджувальні електроди.

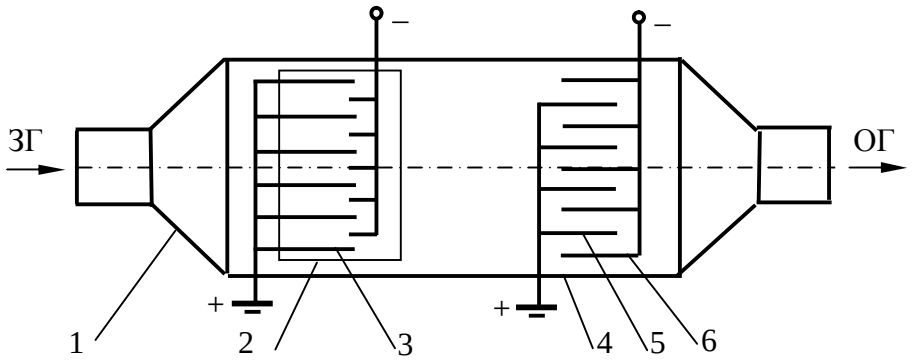


Рисунок 8.4 – Конструктивна схема двозонного електрофільтра:
1- корпус; 2 – іонізатор; 3 – електроди іонізатора; 4 – осаджувач;
5 – осаджувальні електроди; 6 – коронувальні електроди.

Для очищення технологічних викидів від пилу використовують уніфіковані горизонтальні сухі електрофільтри загальнопромислового призначення серії УГ. Залежно від активної висоти електричного поля електрофільтри виготовляються трьох габаритів: УГ1 з активною висотою електричного поля 4,2 м; УГ2 з активною висотою електричного поля 7,5 м; УГ3 з активною висотою електричного поля 12,2 м. Електрофільтри УГ1 та УГ2 мають активну довжину електричного поля 2,5 м, а електрофільтри УГ3 – 4м. Електрофільтри УГ1 виготовляють дво- і трипільні, а УГ2 й УГ3 – три- і чотирипільні. Осаджувальними електродами в цих електрофільтрах є профільовані тонкостінні широкополосні елементи відкритого профілю з нижнім молотковим струшуванням. Коронувальні електроди виконують у вигляді рамної конструкції з боковим підвищенням на кварцових опорно-прохідних ізоляторах та молотковим струшенням. Елементи корону вальних електродів голчасті зі стальним полом з виштампованим вістрям. Основні технологічні характеристики електродів серії УГ наведені в табл. 8.1.

Таблиця 8.1 – Основні технічні характеристики сухих електрофільтрів серії УГ

Показники	Марка						
	УГ-2-10	УГ-2-3-26	УГ-2-3-37	УГ-3-4-37	УГ-3-4-88	УГ-3-4-115	УГ-3-4-230
Активна висота електродів, м	4,2	7,5	7,5	7,5	12,2	12,2	12,2
Активна довжина електричного поля, м	2,51	2,51	2,51	2,51	3,95	3,95	3,95
Загальна площа осаджування, $м^2$	420	1690	2350	3150	12300	16100	32200
Площа активного перерізу, $м^2$	10	25	37	37	88	115	230
Питомі витрати електроенергії на 1000 $м^3$/год газу, кВт ·год	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30
Максимальні ступіні очищення	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99
Максимальна температура очищування газів, °С	250	250	250	250	250	250	250
Крок між однойменними електродами, мм	300	300	300	300	300	300	300
Габаритні розміри, м:							
довжина	9,5	14,1	14,1	18,6	24,8	24,8	24,8
висота	12,3	15,4	15,4	15,4	21,8	21,8	21,8
ширина	3,0	4,5	6,0	6,0	9,0	12,0	24,0

Високі техніко-економічні показники сухого електрогазоочищення забезпечують горизонтальні електрофільтри серії ЕГА модифікації А. Електродна система виготовлена з широполосних елементів відкритого профілю шириною 640 мм та рамних коронувальних електродів з голчастими елементами. Електрофільтри з числом проходів від 10 до 40 виконують односекційними, а від 48 до 88 – двосекційними. Основні технічні характеристики сухих горизонтальних електрофільтрів серії ЕГА наведено в табл. 8.2. В типорозмірі фільтру серії ЕГА числа після букв означають: перше – кількість секцій; друге – число газових проходів; третє – номінальна висота електродів, м; четверте – кількість елементів в осаджувальному електроді; п’яте – кількість електричних полів по довжині електрофільтра.

Уніфіковані вертикальні пластинкові фільтри серії УВ призначені для очищення газів при температурі до 250°С. Ці електрофільтри мають одне електричне поле довжиною 7,4 м і розділені по газу на 1...3 секції. Основні конструктивні елементи електрофільтрів УВ унівіковані з відповідними елементами електрофільтрів УГ. Для вловлення з газів вугільного пилу при температурі до 130°С використовують уніфіковані вертикальні пластинкові сухі електрофільтри серії УВВ. Їх особливістю є те, що корпус виконано у вигляді шахти, що відкрита в атмосферу з метою запобігання вибуха.

Основні конструктивні технічні характеристики сухих вертикальних електрофільтрів серій УВ та УВВ наведено в табл. 8.2.

Для очищення газових викидів використовують трубчасті електрофільтри типу СПГ та ШМК. Електрофільтри С та ПГ є однопольні вертикальні трубчасті та розраховані на температуру до 60°С. Осаджувальні електроди виготовляються із стальних труб діаметром 250 мм, а коронувальні електроди – з ніхромового дроту діаметром 3 мм. Система коронувальних електродів підвищується до корпуса на тарілчастих фарфорових ізоляторах. Система періодичного промивання в електрофільтрах типу ПГ складається з колектора з форсунками, що розташований над активною зоною. В електрофільтрах типу С, що призначен для вловлення смоли з газів коксохімічного виробництва, смола стікає з електродів самостійна. Електрофільтри типу ШМК вертикальні, однопольні, з трубчастими шестигранними осаджувальними елементами. Система осаджувальних електродів виготовляється у вигляді сот свинцевих шестигранників, які підвищенні верхньою частиною до освинцьованої трубної решітки. Як коронувальний електрод використовується освинцьований стальний дріт. Система коронувальних електродів підвішується на фарфорових ізоляторах. Основні технічні характеристики мокрих трубчастих електрофільтрів наведені в табл. 8.3.

Таблиця 8.2 – Основні технічні характеристики сухих електрофільтрів серії ЕГА, УВ та УВВ

Показники	ЕГА1-10-6-4-2	ЕГА1-14-7,5-4-3	ЕГА1-20-7,5-6-2	ЕГА1-30-9-6-3	ЕГА1-40-12-6-3	ЕГА2-88-12-6-4	УВ-3×16	УВ-3×24	УВВ-8	УВВ-15
Активна висота електродів, м	6	7,5	7,5	9,0	12	12				
Активна довжина електричного поля, м	2,56	2,56	3,84	3,84	3,84	3,84	7,4	7,4	6,2	6,2
Загальна площа осаджування, $м^2$	630	1660	2360	6360	11250	33000	1800	3900	285	570
Площа активного перерізу, $м^2$	16,5	28,7	41,0	73,4	129,8	285,6	32	72	8	16
Питомі витрати електроенергії на 1000 $м^3$/год газу, кВт ·год	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20	0,11	0,11	0,11	0,11
Максимальні ступіні очищення	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99
Максимальна температура очищування газів, °С	330	330	330	330	330	330	250	250	130	130
Крок між однойменними електродами, мм	300	300	300	300	300	300	275	275	350	350
Число секцій	1	1	1	1	1	2	2	3	1	1
Габаритні розміри, м:										
довжина	9,26	17,28	11,82	17,26	17,28	22,74	9,0	13,5	20,0	20,0
висота	12,4	14,9	15,4	16,4	16,9	19,9	19,9	21,4	3,15	3,15
ширина	3,2	4,4	6,2	9,2	12,2	27,2	4,5	6,0	3,0	6,0

Таблиця 8.3 – Технічні характеристики трубчастих мокрих електрофільтрів

Показники	Марка електрофільтра			
	С-5,0	С-7,2	ПГ-8	ШМК-4,5
Площа активного перерізу, $м^2$	5,0	7,2	7,8	4,5
Число секцій	1	1	1	1
Число полів	1	1	1	1
Внутрішній діаметр осаджувального електрода, м	250	250	250	-
Активна довжина електричного поля, м	3,5	3,5	3,5	-
Кількість осаджувальних електродів	104	148	156	86
Розрахунковий тиск газу, МПа	0,03	0,03	0,0008	0,005
Максимальна температура очищування газів, °С	60	60	60	50
Розміри:				
діаметр корпуса	3,9	4,6	5,0	-
висота	13,3	16,2	15,5	-

8.3 Технологічні розрахунки електрофільтрів

Вихідними даними для розрахунків є витрата відхідних газів, їх температура та в'язкість, вміст твердих частинок в газі при нормальних умовах і їх фракційний склад та необхідна ступінь очищення. При вмісті твердих частинок більше 13% попередньо обирають клас електрофільтра.

Визначають об'ємні витрати газу при робочій температурі

$$\mathbf{Q_р} = \mathbf{Q_н}\,\frac{\mathbf{T}\cdot\mathbf{P_о}}{\mathbf{T_о}\cdot\mathbf{P}}, \qquad (8.1)$$

де $\mathbf{Q_н}$ – витрата відхідних газів при нормальних умовах, $м^3/с$;
$\mathbf{P_о}$ – розрідження в системі, Па.
Площа перерізу активної зони електрофільтра

$$\mathbf{S} = \mathbf{K_З}\,\frac{\mathbf{Q_р}}{\mathbf{V_г}}, \qquad (8.2)$$

де $\mathbf{K_З}$ – коефіцієнт, що враховує підсмоктування повітря ($\mathbf{K_З = 1,1}$);
$\mathbf{V_г}$ – швидкість відхідних газів в апараті ($\mathbf{V_г = 0,8...2,0\ м/с}$).

За величиною площі активної зони та заданими умовами підбирають параметри (табл. 8.1, 8.2).
Обчислюють розрахунковий ступінь очищення відхідних газів

$$h = 1 - \exp(-V_ч \times a), \tag{8.3}$$

де $V_ч$ – швидкість дрейфу частинок до осаджувального електрода, м/с;
a – коефіцієнт, що характеризує геометричні розміри електрофільтра та швидкість газу в ньому; і для осаджувальних електродів всіх типів визначається за формулою

$$a = \frac{П \times L}{S \times V_ч}, \tag{8.4}$$

де **П** – активний периметр осаджувального електрода, м;
L – довжина осаджувального електрода, м;
S – площа перерізу активної зони електрофільтра, м^2.

Для пластинчастих електродів **П/S = 2/b**, де **b** – відстань між пластинами електродів **(b = 0,3 м)**.
Швидкість дрейфу частинок до осаджувального електрода визначають залежно від величини напруженості електричного поля та діаметра частинок (табл. 8.4) або розраховують за формулою

$$V_ч = \frac{6 \times 10^{-12} \times E^2 \times r \times K_ч}{m_г}, \tag{8.5}$$

де **E** – напруженість електричного поля, В/м;
r – радіус частинок, мкм;
$K_ч$ – коефіцієнт, що враховує розміри частинок (для частинок розміром 2...50 мкм $K_ч = 1$, а для частинок менше 2 мкм $K_ч = 1+1/107\ r$);
$\mu_г$ – динамічна в'язкість газу, Па·с.

Таблиця 8.4 – Швидкість дрейфу частинок в активній зоні електрофільтра, м/с

Напруженість електричного поля, В/м	Радіус частинок, мкм				
	0,2	0,5	1,0	5,0	15,0
$15 \cdot 10^4$	0,012	0,013	0,015	0,075	0,10
$30 \cdot 10^4$	0,025	0,030	0,060	0,50	0,60

Напруженість електричного поля визначають залежно від конструктивних особливостей електрофільтрів:

в трубчастих

$$\mathbf{E} = \sqrt{\frac{\mathbf{i_o}}{\mathbf{2} \times p \times e_o \times \mathbf{K}}}, \qquad (8.6)$$

в пластинчастих

$$\mathbf{E} = \sqrt{\frac{\mathbf{i_o} \times \mathbf{b}}{p \times e_o \times \mathbf{K} \times \mathbf{l}}}, \qquad (8.7)$$

де $\mathbf{i_o}$ – лінійна густина струму корони, А/м;

ε_o – електрична стала ($\varepsilon_o = 8{,}85 \cdot 10^{-12}$ Ф.м);

К – рухомість іонів, $м^2/В \cdot с$ (табл. 8.5);

b – відстань між пластинами електродів (**b =0,3** м);

l – відстань між сусідніми коронуючими електродами в ряду (**l = 0,25** м).

Лінійну густину струму корони визначають залежно від конструктивних особливостей електрофільтрів:

для трубчастих

$$\mathbf{i_o} = \frac{\mathbf{2} \times \mathbf{K} \times (\mathbf{U} - \mathbf{U_o})}{[\mathbf{9} \times \mathbf{10^3} \times \mathbf{R_1^2} \times \ln(\mathbf{K}/\mathbf{K_1})] \times \mathbf{U} \times (\mathbf{U} - \mathbf{U_o})}, \qquad (8.8)$$

для пластинчастих

$$\mathbf{i_o} = \frac{4p^2 \mathbf{K} \times \mathbf{K_1} \times \mathbf{U} \times (\mathbf{U} - \mathbf{U_o})}{\mathbf{9} \times \mathbf{10^9 l^2} [p\mathbf{b}/\mathbf{2l} - \ln(2p\mathbf{R_1}/\mathbf{l})]}, \qquad (8.9)$$

де **U** – напруга на електродах, В;

$\mathbf{U_o}$ – критична напруга коронного розряду, В;

$\mathbf{R_1}$ – радіус осаджувального електрода, м ($\mathbf{R_1 = 0.0015}$ м);

$\mathbf{K_1}$ – коефіцієнт компоновки електродів між пластинами ($\mathbf{K_1 = 0{,}12 \cdot (l/b)^2}$).

Таблиця 8.5 – Рухомість іонів в газах

Гази	Рухомість іонів, $К \cdot 10^{-4}$ $м^2/В \cdot с$	
	негативна	позитивна
1	2	3
Азот	1,84	1,28
Аміак	0,66	0,57
Водень	8,13	5,92
Водяна пара при 100˚С	0,57	0,62
Повітря чисте	2,48	1,84

продовження табл. 8.5

1	2	3
Повітря сухе	2,1	1,32
Діоксид вуглецю	0,96	-
Кисень	1,84	1,32
Оксид вуглецю	1,15	1,11
Сірчаний ангідрид	0,41	0,41

Критичну напругу коронного розряду обчислюють залежно від конструктивних особливостей електрофільтрів:

для трубчастих

$$\mathbf{U_o = E_o R_1 \ln\left(\frac{R_ч}{R_1}\right)}, \qquad (8.10)$$

для пластинчастих

$$\mathbf{U_o = E_o R_1 \left(\frac{p \cdot b}{2 \cdot l} - \ln\left(\frac{2pR_1}{l}\right)\right)}, \qquad (8.11)$$

де $\mathbf{E_o}$ – критична напруженість елетричного поля, при якій виникає корона (В/м), визначається за формулою

$$\mathbf{E_o = 3{,}04 \cdot 10^6 \left(b + 0{,}0311\sqrt{\frac{b}{b_1}}\right)}, \qquad (8.12)$$

де $\boldsymbol{\beta}$ – відношення густини повітря в робочих і стандартних умовах, яке рівне

$$b = \frac{(P_{бар} - P) \cdot 293}{101{,}3 \cdot 10^3 (273 + t)}, \qquad (8.13)$$

де $\mathbf{P_{бар}}$ – барометричний тиск, кПа;

P – розрідження чи надмірний тиск в апараті, кПа;

t – температура відхідних газів, ˚С.

Витрати електроенергії для роботи електрофільтра

$$N = q_e \cdot Q_p , \qquad (8.14)$$

де q_e – значення питомої витрати електроенергії, кВт/год (табл. 8.1, 8.2, 8.3).

8.4 Класифікація технологічного обладнання для магнітного очищення газових викидів

Магнітне очищення газових викидів ґрунтується на властивості магнітосприйнятливих частинок, що мають залізовмісні домішки парів і конденсатів, піддаватися магнітному осадженню та попутно виконувати "транспортну" функцію, захоплюючи інші частинки домішок та іони. Тому метод магнітного очищення газових викидів є більш універсальним порівняно з його прямим призначенням. Доцільно попередньо штучно вводити в потік газів, що очищаються, магнітосприйнятливі частинки з наступним сумісним осадженням їх з іншими домішками.

Газ, що очищається, пропускається через фільтрувальну (гранульовану) намагнічену насадку, що безпосередньо контактує з потоком газу чи рідини (рис. 8.5).

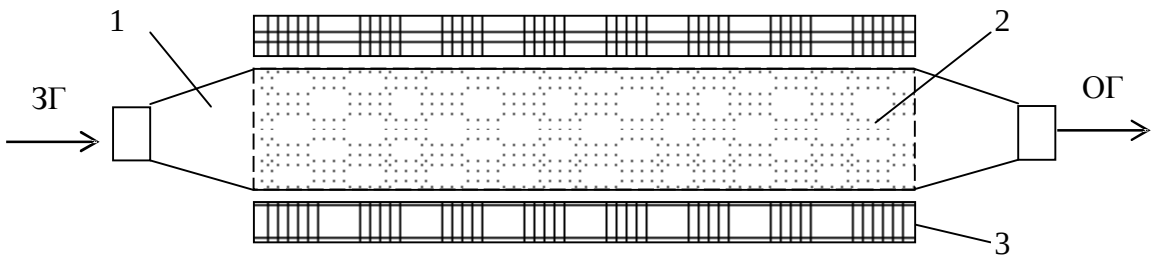


Рисунок 8.5 – Соленоїдний фільтр-осаджувач:
1 – корпус; 2 – фільтрувальна насадка; 3 – соленоїд для створення магнітного поля

Перевагою гранульованих насадок є те, що при дії на них порівняно невеликим намагнічувальними полем в їх порах, переважно поблизу точок контакту гранул, формується поле високої напруженості з високим ступенем неоднорідності. Напруженість сформованого поля набагато перевищує напруженість намагнічувального поля. Під дією цього поля частинки піддаються ефективній силовій осаджувальній дії. Внаслідок цього досягається тонке очищення газів від магнітосприйнятливих фракцій домішок частинок за умови наявності у гранул антикорозійних властивостей. При цьому магнітофільтраційне очищення відбувається при порівняно великих робочих

швидкостях руху газових викидів, що очищаються. Швидкості руху газових викидів в 3...10 разів більші порівняно з традиційним осадженням частинок, де проявляються тільки механічні й хімічні сили захоплення. Це дозволяє виготовляти установки для магнітного очищення компактними та високопродуктивними. Гранульовані насадки зберігають свої магнітні властивості при температурах до 800°С, що дозволяє використовувати їх для очищення газових викидів, які знаходяться в різних температурних режимах.

Якщо тверда частинка не має природних магнітосприйнятливих властивостей, то механізм її переміщення в магнітному полі такий: при русі в газовому потоці з певною швидкістю частинка одержує електричний заряд. При потраплянні частинки в магнітне поле певної напруженості на неї буде діяти сила, перпендикулярна до напрямку магнітного поля та до напрямку руху частинки. В результаті дії цієї сили частинка змішується зі швидкістю, яка може бути визначена за законом Стокса

$$w = \frac{C_k\, q\, H\, V_г\, m_a m_в}{3\pi m_г d}\ , \qquad (8.15)$$

де H – напруженість магнітного поля, А/м;

$V_г$ – швидкість руху газового потоку, м/с;

m_a – абсолютна магнітна проникність вакууму, $1{,}257\cdot10^{-6}$ Г/м;

$m_в$ – відносна магнітна проникність.

Якщо малі магнітні частинки потрапляють в магнітне поле, то вони орієнтуються таким чином, що їх протилежні кінці направлені до різних полюсів магніту. Сумарна сила, що діє на частинку в магнітному полі, рівна алгебраїчній сумі сил притягування та відштовхування.

Очищення газових викидів від забруднень магнітним методом реалізується за допомогою технологічного обладнання, класифікація якого залежно від особливостей намагнічувальних систем та їх компоновки з зоною осадження домішок наведена на рис. 8.6.

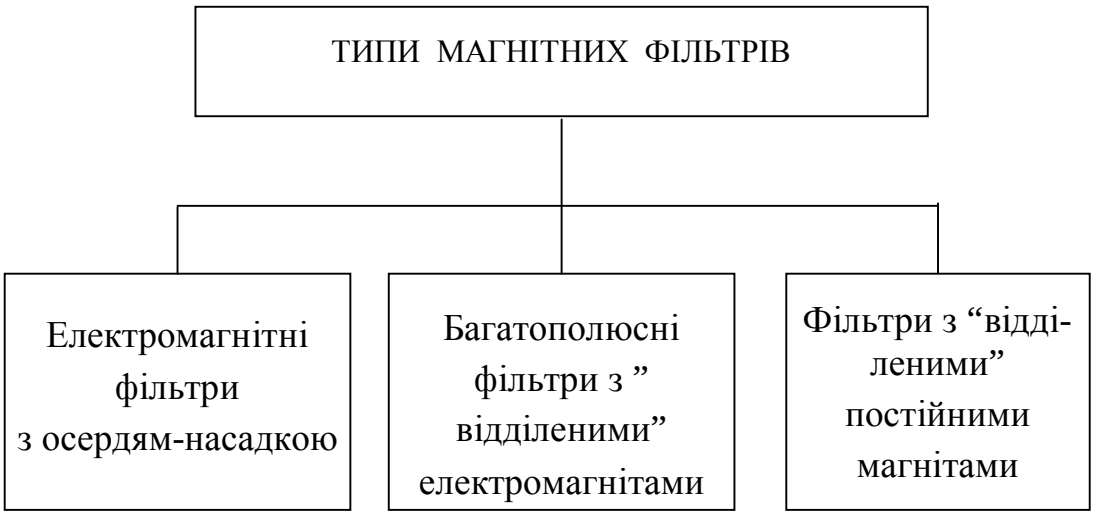


Рисунок 8.6 – Класифікація магнітних фільтрів

8.5 Електромагнітні фільтри з осердям-насадкою

Для очищення газових викидів, що містять залізовмісні домішки парів та конденсатів використовують різні модифікації соленоїдних фільтрів-осаджувачів. В цих електромагнітних фільтрах робоча насадка розташована безпосередньо в порожнині електромагнітних котушок, тобто насадка є своєрідним осердям намагнічувальної котушки. Оптимальна продуктивність електромагнітних фільтрів-осаджувачів соленоїдного типу визначається за критерієм $L/D \geq 2…3$, де L – довжина соленоїда; D – діаметр соленоїда. Для забезпечення таких значень критерія оптимальності використовують перфоровані перегородки та роздвоєння газового потоку, що дозволяє дотримуватись необхідних значень активної довжини осердя насадки. Конструктивна схема двоходового фільтра-осаджувача соленоїдного типу з перфорованою посередині перегородкою наведена на рис. 8.7.

При очищенні значних газових потоків діаметр фільтра-осаджувача збільшується і стає порівнянним з небхідною довжиною насадки. В таких випадках доцільно встановлювати дві перфоровані або коаксіальні перфоровані перегородки та пропускати очищуваний газовий потік поперек насадки. Конструктивна схема поперечно-проточного фільтра-осаджувача соленоїдного типу з перфорованими по довжині двома перегородками наведена на рис. 8.8.

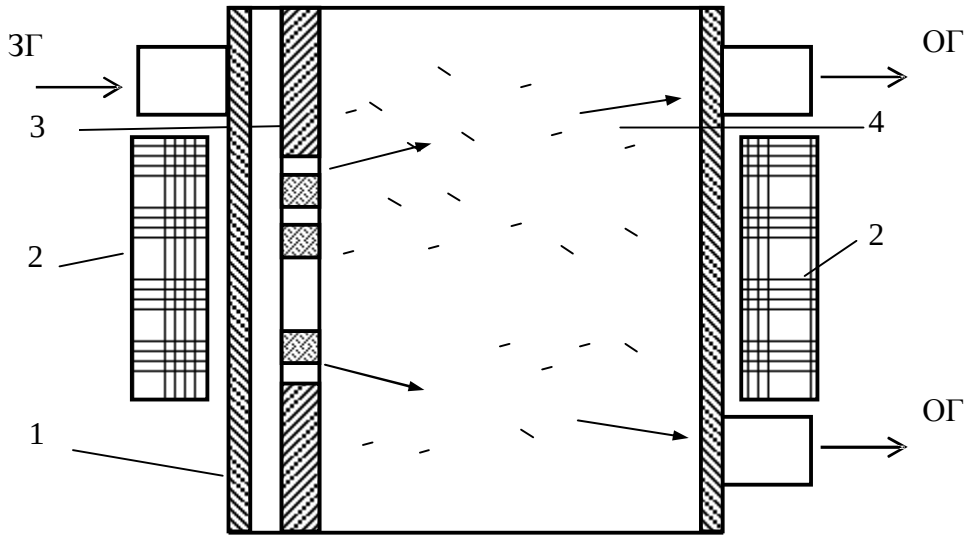


Рисунок 8.7 – Електромагнітний двоходовий фільтр-осаджувач з перфорованою посередині перегородкою: 1 – корпус;
2 – електромагнітні котушки; 3 – перфорована перегородка;
4 – насадка

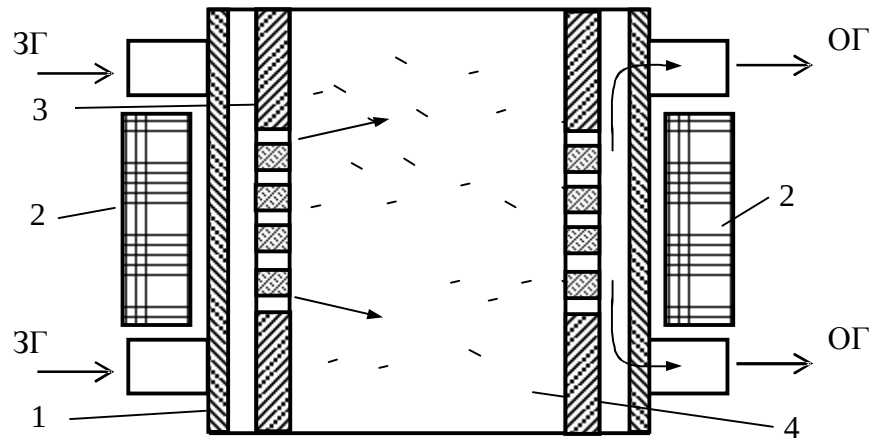


Рисунок 8.8 – Електромагнітний поперечно-проточний фільтр-осаджувач з двома перфорованими перегородками: 1– корпус; 2 – електромагнітні котушки; 3 – перфорована перегородка; 4 – насадка

Потрібно зменшити втрати магнітного поля в навколишнє середовище за рахунок конструктивних особливостей фільтрів-осаджувачів. Це зменшення може забезпечити модульна конструкція, яка складається із соленоїдних секцій, що спарені насадкою (рис. 8.9).

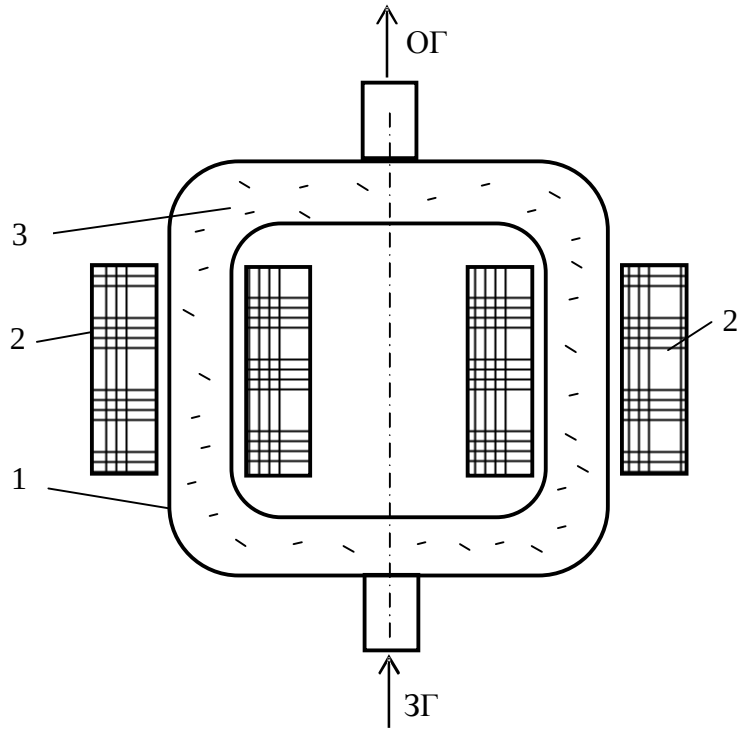


Рисунок 8.9 – Електромагнітний двоходовий фільтр-осаджувач із спареною соленоїдними секціями насадкою:

1 – корпус; 2 – електромагнітні котушки; 3– насадка

При виборі принципової конструкції електромагнітного фільтра з осердям - насадкою необхідно враховувати намагнічувальну силу, площу вікна намотки, внутрішній та зовнішній діаметри соленоїда, кількість витків, загальну довжину дроту, електричний опір котушки, напруженість намагнічувального поля, довжину насадки тощо. Ці величини обчислюють за такими формулами:

намагнічувальна сила

$$\mathbf{J} \cdot w_{\mathbf{B}} = \mathbf{1{,}1} \cdot \mathbf{H} \cdot \mathbf{L}; \qquad (8.16)$$

площа вікна намотки

$$\mathbf{S} = \frac{\mathbf{4} \cdot \mathbf{J} \cdot w_{\mathbf{B}}}{p \cdot g_{\mathbf{C}} \cdot \mathbf{K_0}}; \qquad (8.17)$$

кількість витків

$$w_{\mathbf{B}} = \frac{p \cdot \mathbf{K_o} \cdot \mathbf{S}}{\mathbf{4} \cdot \mathbf{S_{ДР}}}; \qquad (8.18)$$

загальна довжина дроту

$$\mathbf{L}_{\text{ДР}} = \frac{\pi^2 \cdot \mathbf{K}_o \cdot \mathbf{W}}{\mathbf{16} \cdot \mathbf{S}_{\text{ДР}}^2}; \qquad (8.19)$$

електричний опір котушки

$$\mathbf{R}_{\text{К}} = \frac{\pi^2 \cdot \rho_{\text{ДР}}^2 \cdot \mathbf{K}_o \cdot \mathbf{W}}{\mathbf{16} \cdot \mathbf{S}_{\text{ДР}}^2}; \qquad (8.20)$$

напруга

$$\mathbf{U} = \frac{\pi^2 \cdot \gamma_{\text{С}} \cdot \mathbf{K}_o \cdot \mathbf{W}}{\mathbf{16} \cdot \mathbf{S}_{\text{ДР}}}; \qquad (8.21)$$

потужність котушки

$$\mathbf{P} = \frac{\pi^2 \cdot \gamma_{\text{С}} \cdot \rho_{\text{ДР}} \cdot \mathbf{K}_o \cdot \mathbf{W}}{\mathbf{16}}; \qquad (8.22)$$

маса котушки

$$\mathbf{M} = \frac{\pi^2 \cdot \gamma_{\text{ДР}} \cdot \mathbf{K}_o \cdot \mathbf{W}}{\mathbf{16}}, \qquad (8.23)$$

де **J** – сила струму, А;

$w_{\text{В}}$ – кількість витків;

$\gamma_{\text{С}}$ – густина струму, А/мм^2;

$\mathbf{S}_{\text{ДР}}$ – площа перерізу дроту, мм^2;

$\mathbf{K}_o$ – коефіцієнт, що враховує заповнення дротом вікна котушки (0,5...0,7);

$\rho_{\text{ДР}}$ – питомий опір матеріалу дроту, Ом·мм^2/м;

$\gamma_{\text{ДР}}$ – густина матеріалу дроту, кг/м^3;

W – параметр об’єму котушки, що визначається за формулою

$$\mathbf{W} = 2 \cdot \mathbf{S} \cdot \left(\frac{2 \cdot \mathbf{S}}{\mathbf{L}} + 2 \cdot \text{Д} \right); \qquad (8.24)$$

де Д – внутрішній діаметр соленоїда.

8.6 Багатополюсні фільтри з відділеними електромагнітами

Багатополюсні фільтри з відділеними електромагнітами містять значну кількість малогабаритних котушок із сталевими осердями-магнітопроводами, що розташовані за межами насадки і спрямованими своїми полюсами до насадки. Конструкції багатополюсних фільтрів повинні забезпечувати використання прямих суцільних осердь й скорочення до мінімуму ділянок магнітного кола поза робочими зонами, утворення робо-

чих зон осадження необхідної довжини та забезпечення робіт під тиском. Конструктивна схема багатополюсного фільтра-осаджувача з осердями у вигляді типового вузла наведена на рис. 8.10, а фільтра-осаджувача з накладними осердями – на рис. 8.11.

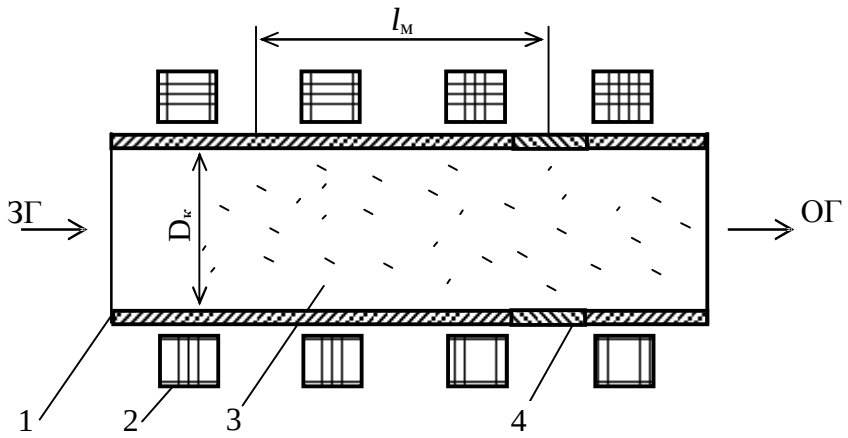


Рисунок 8.10 – Багатополюсний електромагнітний фільтр-осаджувач з осердями у вигляді типового вузла: 1 – корпус; 2 – електромагнітні котушки; 3 – насадка; 4 – феромагнітні вставки

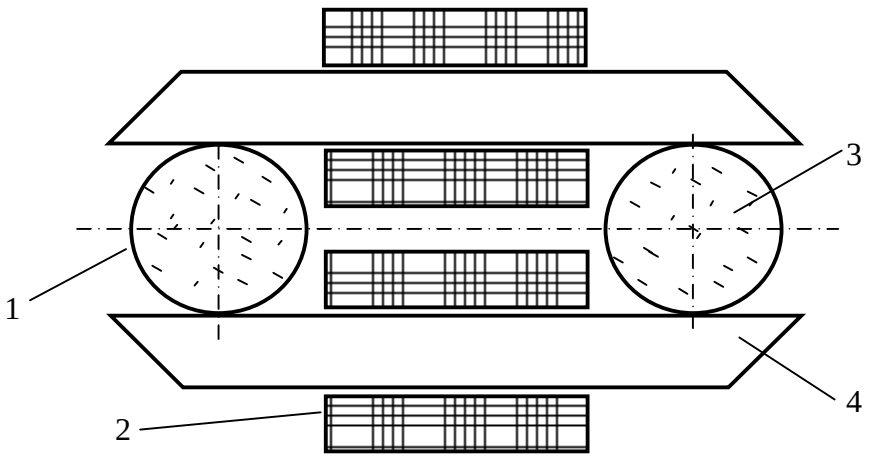


Рисунок 8.11 – Багатополюсний електромагнітний фільтр-осаджувач з накладними осердями: 1 – корпус у вигляді каналів;
2 – електромагнітні котушки; 3 – насадка; 4 – осердя

Основними конструктивними параметрами багатополюсних фільтрів з відділеними електромагнітами є діаметр та довжина осердя, відстань між поясами осердь та діаметр робочого каналу. Ці та інші робочі параметри обчислюють за такими формулами:

намагнічувальна сила:

$$\mathbf{J \cdot w_в = 1{,}1 \cdot H \cdot D_к};\qquad (8.25)$$

відстань між поясами осердь

$$D_K \le l_M \le 2 \times D_K ; \tag{8.26}$$

діаметр осердя

$$\frac{d_C}{D_K} = \left(\frac{B}{B_C}\right)^{0,4} = \left(\frac{\mu_O < \mu < H}{B_C}\right)^{0,4} ; \tag{8.27}$$

довжина осердя

$$\frac{l_C}{D_K} \le 0,05\frac{H}{H_C}, \tag{8.28}$$

де **J** – сила струму, А;
ω_B – кількість витків;
D_K – діаметр робочого каналу, м;
l_M – відстань між поясами осердь, м;
d_C – діаметр осердя, м;
B – магнітна індукція, Тл;
B_C – магнітна індукція низьковуглецевої сталі, (1,2...1,4 Тл);
μ – середня магнітна проникність насадки, Гн/м;
μ_0 – магнітна постійна, що рівна $4\pi \cdot 10^{-7}$ Гн/м;
H – необхідна напруженість намагнічувального поля, А/м;
H_B – напруженість відпаленої низьковуглецевої сталі в області насичення, що рівна 1000...2000 А/м;
l_C – довжина осердя, м.

8.7 Фільтри з відділеними постійними магнітами

Фільтри з відділеними постійними магнітами містять пакет постійних магнітів, які є не осаджувальними елементами, а намагнічувальною системою. Конструкція намагнічувальної системи дозволяє керувати магнітами для періодичного переривання магнітної дії на фільтрувальну насадку. Перевагою фільтрів з постійними магнітами є відсутнє або обмежене використання обмотувального проводу котушки, незначне споживання електроенергії, можливість безпечного використання у вибухонебезпечних умовах. Періодичне переривання дії намагнічувального поля на насадку здійснюється поворотом, зміщенням намагнічувальної системи або періодичним розмагнічуванням постійних магнітів. За конструктивними особливостями фільтри з постійними магнітами бувають одно- і двоканальні з

зовнішньою та внутрішньою намагнічувальною системою (рис. 8.12 – 8.14).

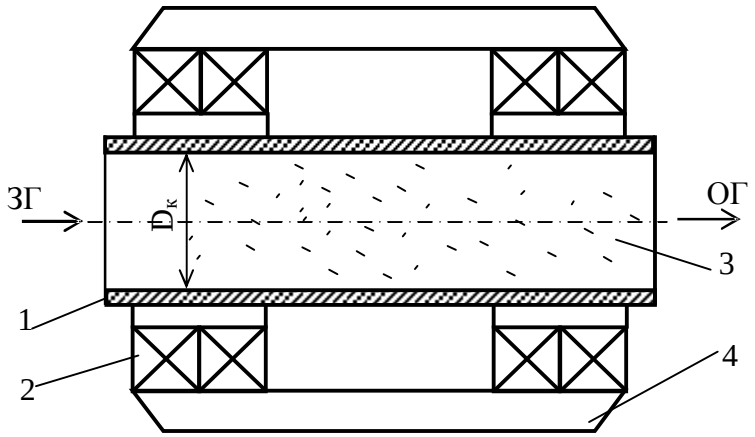


Рисунок 8.12 – Одноканальний фільтр-осаджувач з зовнішньою намагнічувальною системою з постійних магнітів: 1 – корпус каналу; 2 – пакет постійних магнітів; 3 – насадка; 4 – елементи магнітопровода

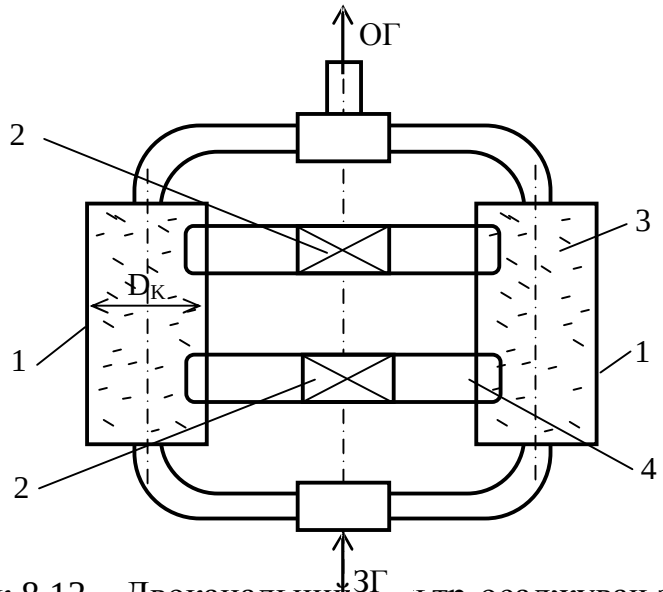


Рисунок 8.13 – Двоканальний фільтр-осаджувач з зовнішньою намагнічувальною системою з постійних магнітів: 1 – корпус каналів; 2 – пакети постійних магнітів, що мають можливість повороту або відведення; 3 – насадка; 4 – елементи магнітопровода

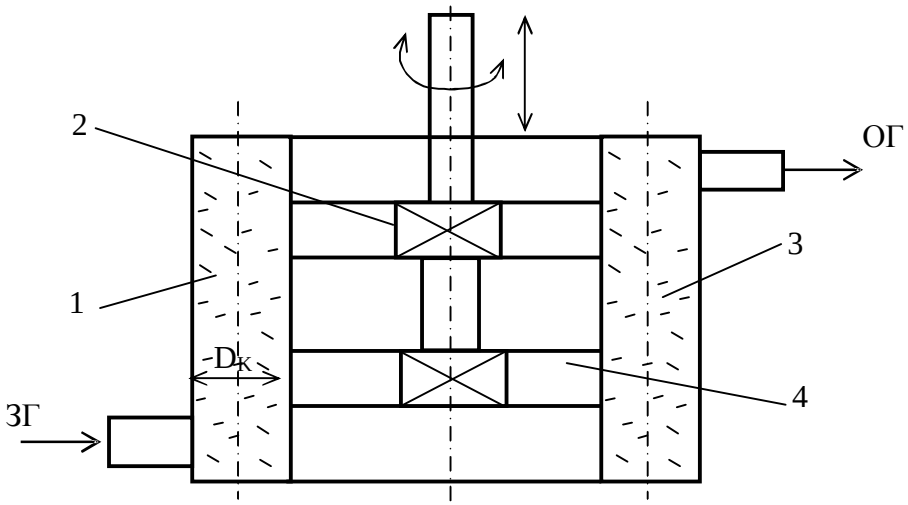


Рисунок 8.14 – Двоканальний фільтр-осаджувач з зовнішньою намагнічувальною системою з постійними магнітами: 1 – корпус каналу; 2 – пакет постійних магнітів, що мають можливість повороту або відведення; 3 – насадка; 4 – елементи магнітопровода

Для створення намагнічувального поля підвищеної напруженості ширина пакетів магнітів перевищує діаметр корпуса, що визначається такими залежностями:

$$\frac{\mathbf{a_M}}{\mathbf{D_K}} @ \mathbf{0,6}\frac{\mathbf{H}}{\mathbf{H_d}}; \qquad (8.29)$$

$$\frac{\mathbf{b_M}}{\mathbf{D_K}} @ \mathbf{K_\Phi}\frac{\mathbf{B}}{\mathbf{B_d}} = \mathbf{K_\Phi}\frac{\mu_0 < \mu > \mathbf{H}}{\mathbf{B_d}}, \qquad (8.30)$$

де $\mathbf{a_M}$ – товщина пакетів магнітів, мм;
$\mathbf{D_K}$ – діаметр корпуса, мм;
$\mathbf{H}$ – напруженість намагнічувального поля, А/м;
$\mathbf{H_d}$ – середнє значення напруженості поля, що відповідає максимальній питомій енергії магніта, А/м;
$\mathbf{b_M}$ – ширина пакетів магнітів, мм;
$\mathbf{B}$ – магнітна індукція, Тл;
$\mathbf{B_d}$ – середнє значення індукції в магнітах, Тл;
$\mathbf{K_\Phi}$ – коефіцієнт розсіювання магнітного потоку ($К_Ф$ = 1,0...1,5);
μ_0 – магнітна стала, Гн/м;
μ – середня магнітна проникність насадки, Гн/м.

На вибір фільтрувальної намагніченої насадки впливає можливість зберігати магнітні властивості в широкому температурному діапазоні (для заліза до 700˚С), конструктивні особливості апарата, антикорозійні властивості, складність виготовлення та вартість. Характеристиками насадки є пористість, довжина насадки та діаметр гранул. Втрати напору в насадці залежать від густини й кінематичної в'язкості середовища, швидкості фільтрування й режиму роботи:

для ламінарного режиму (число Рейнольдса Re < 50)

$$\Delta P = K_1 \frac{\rho \cdot n \cdot L}{\omega^4 \cdot d^2} \cdot u = K_1 \frac{\rho \cdot n^2 \cdot L}{\omega^4 \cdot d^3} \cdot Re; \qquad (8.31)$$

для турбулентного режиму (число Рейнольдса Re > 50)

$$\Delta P = K_2 \frac{\rho \cdot n^{0,25} \cdot L}{\omega^4 \cdot d^{1,25}} \cdot u^{1,75} = K_1 \frac{\rho \cdot n^2 \cdot L}{\omega^4 \cdot d^3} \cdot Re^{1,25}; \qquad 8.32)$$

де ρ – густина, кг/м^3;

ν – кінетична в'язкість, м^2/с;

ω – пористість, %;

L – довжина насадки, мм;

d – діаметр гранул насадки, мм;

K_1 K_2 – коефіцієнти, що характеризують матеріал шарів насадки;

υ – швидкість фільтрування, (0,6...0,8 м/с).

Для шарових насадок $К_1$ = 30...35 та $К_2$ = 1,3...1.5, для інших засипок значення коефіцієнтів мають більші значення, а саме: для чавунного дробу більше в 1,1...1,2 рази, дробленого феріту – в 2,5...3,0 рази, дробленої стружки – в 3,5...4,0 рази.

На намагнічування насадки, тобто її сорбційні властивості, суттєво впливає товщина стінки робочого корпуса колони з насадкою. Для випадків поперечного намагнічування насадки товщина стінки визначається за умови

$$\frac{S_{ст}}{D_к} \leq 0,04, \qquad (8.33)$$

а для повздовжнього намагнічування

$$\frac{S_{ст}}{D_к} \leq 0,02, \qquad (8.34)$$

де D_K – діаметр колонки корпуса для фільтрувальної насадки.

КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Поясніть принцип роботи електрофільтра.
2. Наведіть класифікацію електрофільтрів.
3. Охарактеризуйте конструктивні та технологічні характеристики електрофільтрів.
4. Розкрийте суть методики технологічних розрахунків електрофільтрів.
5. Поясніть суть магнітного очищення газових викидів.
6. Наведіть класифікацію магнітних фільтрів.
7. Охарактеризуйте електромагнітні фільтри з осердям-насадкою.
8. Наведіть формули для визначення основних робочих параметрів електрофільтрів з осердям-насадкою.
9. Дайте характеристику багатополюсних фільтрів з відділеними електромагнітами.
10. Охарактеризуйте конструктивні особливості фільтрів з відділеними постійними магнітами.
11. Розкрийте суть визначення робочих параметрів насадки.

Література

1. Закон України “Про охорону атмосферного повітря”. – К.: 1992. – 8 с.
2. Албовский А.Н., Анцев Б.В., Романовский С.А. Газоснабжение и очистка промышленных газов. – К.: Вища школа, 1985. – 190 с.
3. Балабеков О.С., Балтаев Л.Ш. Очистка газов в химической промышленности. – М.: Химия, 1991. – 252 с.
4. Батлук В.А. Акустичні пиловловлювачі. – Львів: Афіша, 2000. – 208 с.
5. Белоусов В.В. Теоретические основы процесса газоочистки: Учебник для вузов. – М.: Металургія, 1988. – 256 с.
6. Вальдберг А.Ю. и др. Технология пылеулавливания. – Л.: Машиностроение, 1985. – 423 с.
7. Власенко В.М. Каталитическая очистка газов. – К.:Техника, 1973.–200 с.
8. Гордон Г.М., Пейсанов И.Л. Пылеулавливание и очистка газов в цветной металлургии. – М.: Металлургия, 1982. – 240 с.
9. Денисенко Г.Ф. Охрана окружающей среды в черной металлургии. – К.: Техника, 1990. – 246 с.
10. Качан В.Н., Акишина А.Г. Теоретические основы очистки воздуха. – Макеевка: Дон РАСА, 2003. – 130 с.
11. Кельцев Н.В. Основы адсорбционной техники. –М.: Химия, 1976.– 516 с.
12. Клименко Л.П. Техноекологія. – Сімферополь: Таврія, 2000. – 542 с.
13. Константинов З.И. Защита воздушного бассейна от промышленных выбросов. – М.: Стройиздат, 1981. – 104 с.
14. Кузнецов И.Е. и др. Оборудование для санитарной очистки газов: Справочник. – К.: Техника, 1989. – 304 с.
15. Лялюк О.Г., Ратушняк Г.С. Моніторинг атмосферного повітря. – Вінниця: ВДТУ, 1998. – 94 с.
16. Лялюк О.Г. Управління проектами зменшення радононебезпеки в будівництві. Монографія. – Вінниця: УНІВЕРСУМ-Вінниця, 2003. – 139 с.
17. Лялюк О.Г., Ратушняк Г.С. Моніторинг довкілля. – Вінниця: ВДТУ, 2004. – 140 с.
18. Очистка технологических газов. Под ред. Семеновой Т.А., Аейтеса И.Л. – М.: Химия, 1968. – 392 с.
19. Панов Г.Е., Петряшин Л.Ф., Лысяный Г.Н. Охрана окружающей среды на предприятиях нефтяной и газовой промышленности. – М.: Недра, 1986. – 245 с.
20. Пирумов А.И. Обеспылевание воздуха. – М.: Стройиздат, 1998. – 296 с.
21. Рамм В.М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976. – 656 с.
22. Ратушняк Г.С. Теоретичні основи технології очищення газових викидів. – Вінниця: ВДТУ, 2002. – 96 с.
23. Рихтер Л.А., Волков Э.П., Покровский В.Н. Охрана водного и воздушного бассейнов от выбросов ТЭС. – М.: Энергоиздат, 1981. – 295 с.
24. Сандуляк А.В. Новое в технике и технологии физических методов очистки жидкостей и газов . – К.: Вища школа, 1989. – 55 с.
25. Северин Л.І. Захист атмосфери. Ч.1 та 2. – Вінниця: ВПІ, 1994. – 177 с.
26. Сигал И.Я. Защита воздушного бассейна при сжигании топлива. – Л.: Недра, 1977. – 294 с.
27. СНиП 2.02.-01-82. Строительная климатология и геофизика. – М.: Стройиздат, 1983. – 76 с.
28. СниП 2.04.05-86. Отопление, вентиляция и кондиционирование воздуха. – М.: Стройиздат, 1987. – 66 с.

29. Справочник по пыле- и золоулавливанию. Под общ. ред. Русанова А.А. – М.: Машиностроение, 1989. – 448 с.
30. Страус В.К. Промышленная очистка газов. Перевод с английского. – М.: Химия, 1981. – 616 с.
31. Ужов В.Н. и др. Очистка промышленных газов от пыли. – М.: Химия, 1991. – 362 с.
32. Хмыров В.Н., Фисак В.Н. Термическое обезвреживание промышленных газовых выбросов. – Алма-Ата: Наука, 1978. – 118 с.
33. Шушляков О.В. Підвищення ефективності сухої очистки газів за допомогою інерційних апаратів. Автореф. дисерт. на здобуття наукового ступеня докт.техн. наук. – Харків: ХАТУБА, 2004. – 37 с.
34. Энергетика и охрана окружающей среды. Под ред. Залогина Н.Г и др. – М.: Энергия, 1979. – 352 с.
35. Юдашкин М.Я. Очистка газов в металлургии. – М.: Металлургия, 1976. – 384 с.

Навчальне видання

Георгій Сергійович Ратушняк
Олена Георгіївна Лялюк

Технічні засоби очищення газових викидів

Навчальний посібник

Оригінал-макет підготовлено Ратушняком Г.С.

Редактор Т.О. Старічек

Навчально-методичний відділ ВНТУ
Свідоцтво Держкомінформу України
серія ДК № 746 від 25.12.2001
21021, м. Вінниця, Хмельницьке шосе, 95, ВНТУ

Підписано до друку
Формат 29,7×42 1/4
Друк різографічний
Тираж прим.
Зам №

Гарнітура Times New Roman
Папір офсетний
Ум. друк. арк.

Віддруковано в комп'ютерному інформаційно-видавничому центрі
Вінницького національного технічного університету
Свідоцтво Держкомінформу України
серія ДК № 746 від 25.12.2001
21021, м. Вінниця, Хмельницьке шосе, 95, ВНТУ