

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ**  
**ХАРКІВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ**  
**МІСЬКОГО ГОСПОДАРСТВА імені О. М. БЕКЕТОВА**

**В. Є. Бекетов, Ю. Л. Коваленко, О. С. Ломакіна**

**ІНЖЕНЕРНІ АСПЕКТИ ЕКОЛОГІЧНОЇ БЕЗПЕКИ**  
**ПОВІТРЯНОГО БАСЕЙНУ МІСТА**

**КОНСПЕКТ ЛЕКЦІЙ**

*(для студентів 4 курсу денної та 5 курсу заочної форм навчання  
освітнього рівня «бакалавр» спеціальностей 101 – Екологія,  
183 – Технології захисту навколишнього середовища)*

**Харків**  
**ХНУМГ ім. О. М. Бекетова**  
**2019**

**Бекетов В. Є.** Інженерні аспекти екологічної безпеки повітряного басейну міста : конспект лекцій для студентів 4 курсу денної та 5 курсу заочної форм навчання освітнього рівня «бакалавр» спеціальностей 101 – Екологія, 183 – Технології захисту навколишнього середовища / В. Є. Бекетов, Ю. Л. Коваленко, О. С. Ломакіна ; Харків. нац. ун-т. міськ. госп-ва ім. О. М. Бекетова. – Харків : ХНУМГ ім. О. М. Бекетова, 2019. – 75 с.

Автори : канд. техн. наук, доц. В. Є. Бекетов,  
канд. техн. наук, доц. Ю. Л. Коваленко,  
ст. викладач О. С. Ломакіна

#### Рецензент

Ф. В. Стольберг, доктор технічних наук, професор, завідувач кафедри інженерної екології міст (Харківський національний університет міського господарства імені О. М. Бекетова)

Конспект лекцій складено з метою допомогти студентам екологічних спеціальностей під час підготовки до занять та іспиту із курсу «Інженерні аспекти екологічної безпеки повітряного басейну міста»

*Рекомендовано кафедрою інженерної екології міст, протокол № 1 від 01.09.2016.*

© В. Є. Бекетов, Ю. Л. Коваленко,  
О. С. Ломакіна, 2019  
© ХНУМГ ім. О. М. Бекетова, 2019

## ЗМІСТ

ВСТУП.....	4
1 ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСІВ МОКРОЇ ОЧИСТКИ ГАЗІВ.....	5
1.1 Класифікація систем пило- й газоочистки.....	5
1.2 Осадження пилу на краплях рідини, плівці рідини, барботаж.....	7
1.2.1 Уловлювання часток краплями рідини.....	7
1.2.2 Уловлювання часток плівкою рідини.....	11
1.3 Енергетичний метод розрахунку мокрих пиловловлювачів.....	14
1.4 Тепло- й масообмін в мокрих пиловловлювачах.....	16
2 ОСНОВНІ АПАРАТИ І ДОПОМІЖНЕ ОБЛАДНАННЯ.....	
МОКРОЇ ОЧИСТКИ ГАЗІВ.....	21
2.1 Форсункові скрубери.....	21
2.2 Механічні та динамічні газопромивачі.....	23
2.2.1 Механічні скрубери.....	23
2.2.2 Динамічні газопромивачі (дезинтегратори).....	24
2.3 Будова, принцип дії і основи розрахунку скруберів Вентурі.....	26
2.3.1 Розрахунок процесу подрібнення крапель.....	28
2.3.2 Визначення гідравлічного опору.....	28
2.3.3 Конструкції труб Вентурі.....	30
2.4 Апарати відцентрової дії (АВД).....	32
2.5 Апарати ударно-інерційної дії (УІД).....	34
2.6 Барботажні пінні апарати.....	37
2.7 Бризгоунос і сепарація крапель з газового потоку.....	41
2.7.1 Гравітаційні каплевловлювачі.....	43
2.7.2 Інерційні каплевловлювачі.....	43
2.7.3 Відцентрові каплевловлювачі.....	44
2.8 Обладнання для підведення та диспергування рідини.....	46
3 ЗАСОБИ ЗНИЖЕННЯ НЕБЕЗПЕЧНОГО ЗАБРУДНЕННЯ	
АТМОСФЕРНОГО ПОВІТРЯ.....	50
3.1 Методи сорбції.....	50
3.1.2 Хемосорбція.....	55
3.1.3 Адсорбція.....	57
3.2 Термічне очищення газів.....	61
3.3 Каталітична очистка.....	63
3.4 Біохімічна очистка.....	68
3.5 Зниження токсичних викидів від автотранспорту.....	70
СПИСОК ДЖЕРЕЛ.....	75

## ВСТУП

Дисципліна «Інженерні аспекти екологічної безпеки повітряного басейну міста» входить до програми підготовки бакалавра за напрямом «Екологія, охорона навколишнього середовища та збалансоване природокористування» і вивчається в межах професійного спрямування «Екологічна безпека».

Дисципліна «Інженерні аспекти екологічної безпеки повітряного басейну міста» надає студенту знання, що дозволяють вирішувати конкретні виробничі завдання з вибору найбільш ефективної технології газоочищення від твердих, рідких та газоподібних домішок та виконувати необхідні технологічні розрахунки і розрахунки ефективності газоочисного обладнання для забезпечення екологічної безпеки повітряного басейну міста.

У конспекті надано теоретичні основи мокрої очистки газів від твердих домішок; описано конструкцію, принцип дії і основи розрахунку апаратів мокрої очистки газів і допоміжного обладнання; наведено основи сорбційної, каталітичної, термічної і біохімічної технологій очистки газів, що використовуються для забезпечення екологічної безпеки повітряного басейну міста.

# 1 ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСІВ МОКРОЇ ОЧИСТКИ ГАЗІВ

## 1.1 Класифікація систем пило- й газоочистки

Класифікації систем пило- й газоочистки ґрунтуються на способі очистки, що використовується:

1. За способом відділення твердих та рідких часток:

- інерційні пиловловлювачі (апарати сухої інерційної очистки газів);
- фільтри;
- апарати електричної очистки газів;
- апарати мокрої очистки газів.

2. За способом видалення газо- та пароподібних компонентів:

- абсорбери;
- адсорбери;
- пристрої для термічної очистки газів;
- апарати каталітичної очистки газів;
- біохімічні реактори.

Мокра очистка газів МОГ (гідромеханічна очистка, промивка газів, скруберна очистка) – це один з найбільш ефективних і розповсюджених засобів пиловловлювання. У якості зрошуючої рідини найчастіше використовується вода. При вловлюванні в одному апараті одночасно твердих та газоподібних забруднюючих речовин вибір зрошуючої рідини, обумовлений процесом абсорбції.

Мокру очистку використовують у тому випадку, коли припустиме зволоження та охолодження димового газу і розроблені заходи з попередження бризкоуносу і утилізації стоків.

Головні переваги апаратів МОГ:

- простота конструкції і відносно невелика вартість;
- більш висока ефективність у порівнянні з сухими апаратами інерційного типу;

- менші габарити у порівнянні з тканинними фільтрами та електрофільтрами;
- можливість використання для очистки високотемпературних та вологих газів;
- можливість використання для очистки горючих та вибухонебезпечних газів;
- можливість уловлювання одночасно твердих, рідких та газоподібних компонентів;
- надійність та довготривале використання, що обумовлені відсутністю рухомих вузлів;
- простота і безпека експлуатації, що обумовлені відсутністю високих напруг складних пристроїв.

Головні недоліки апаратів МОГ:

- значні витрати енергії при високих ступенях очистки;
- проблема утворення шламів, їх використання та утилізація вловленого продукту;
- утворення відкладень уловлених часток на внутрішніх поверхнях обладнання при охолодженні газів до температури роси або виносі вологи з пиловловлювача;
- корозійне зношення обладнання і газопроводів з очистки газів, що містять агресивні компоненти;
- негативний вплив крапельної вологи на стінки димових цегляних та залізобетонних труб;
- погіршення умов розсіювання пилу та газів, що викидаються через димові труби.

## 1.2 Осадження пилу на краплях рідини, плівці рідини, барботаж

На практиці використовують два способи захвату часток пилу рідиною:

- краплями рідини;
- плівкою рідини (один з варіантів – барботаж, тобто проходження газових бульбашок через шар рідини).

### 1.2.1 Уловлювання часток краплями рідини

Для реалізації процесу очистки газу краплями рідини, запилений газ промивають дисперговою (розпиленою) рідиною. Частки пилу захоплюються краплями рідини і виводяться з газового потоку.

При русі краплі у просторі, що заповнений димовим газом, осадження пилу на краплі відбувається головним чином внаслідок кінематичної коагуляції, яка обумовлена рухом крапель рідини і часток пилу з різними швидкостями.

Крім того, в процесі очистки газів можуть бути використані наступні види (механізми) коагуляції:

- теплова (броунівська дифузія) – головним чином для часток пилу розміром менш за 1 мкм;
- градієнтна – відбувається у потоках при наявності поперечного градієнту швидкості;
- турбулентна – обумовлена турбулентними пульсаціями у потоці запиленого газу.

Розглянемо рух краплі у потоці запиленого газу. Краплю будемо вважати сферичною.

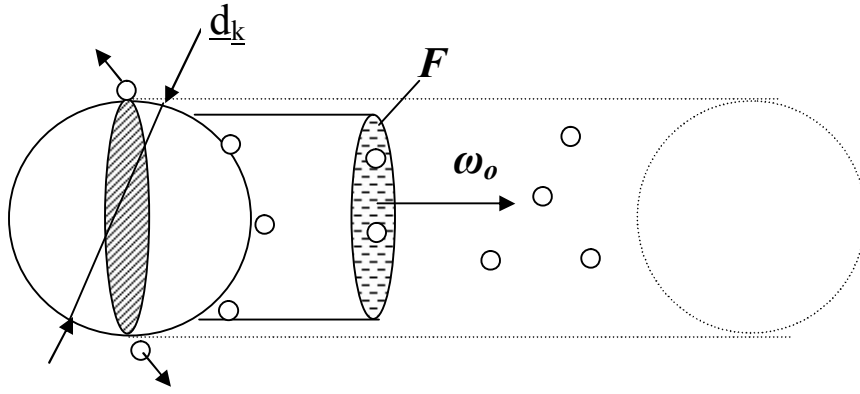


Рисунок 1.1 – Схема руху краплі рідини у запиленому потоці газу

Кількість часток, що вловлюється за одиницю часу однією краплею, визначають за формулою (од/с):

$$N_t = \eta_z \frac{\pi d_k^2}{4} \omega_0 z,$$

де  $\eta_z$  – коефіцієнт захвату – відношення площі перерізу очищеного краплею потоку до площі поперечного перерізу краплі;

$d_k$  – діаметр краплі води, м;

$\omega_0$  – швидкість руху краплі відносно часток пилу, м/с;

$z$  – запиленість газу, од/м<sup>3</sup>.

Головним параметром, що визначає інерційне осадження, є критерій Стокса ( $Stk$ ), який визначається за формулою:

$$Stk = \frac{d_c^2 \omega_0 \rho_c c}{18 \mu d_k};$$

де  $d_c$  – діаметр часток пилу, м;

$\rho_c$  – щільність часток пилу, кг/м<sup>3</sup>;

$\mu$  – динамічна в'язкість газу, Нс/м<sup>2</sup>;

$c$  – поправка Кенингема.



Параметр «с» має значення у тому випадку, коли  $d_u < 1 \text{ мкм}$ :

$$c_{d_u=10} = 1; c_{d_u=1} = 1,16; c_{d_u=0,1} = 2,9; c_{d_u=0,01} = 24,5.$$

Коефіцієнт захвату  $\eta_3$  є функцією критерію Стокса ( $\eta_3 = f(Stk)$ ) і задається за допомогою різних емпіричних формул.

Визначення маси пилу  $m_n$ , що буде вловлено за певний проміжок часу, виконують на підставі наступних розрахунків:

1) Визначимо  $N$  – кількість часток, які будуть вловлені за одиницю часу при розпилюванні об'єму води  $Q_v$ :

2) крапля займає об'єм, який дорівнює  $V_k$  і визначається за формулою ( $\text{м}^3$ ):

$$V_k = \frac{\pi \cdot d_k^3}{6};$$

3) розпилений обсяг води  $Q_v$  ( $\text{м}^3/\text{с}$ ) містить  $n_k$  крапель визначається за формулою (од/с):

$$n_k = \frac{6 \cdot Q_v}{\pi \cdot d_k^3};$$

4) кількість часток, що вловлюються за одиницю часу при розпиленні об'єму води  $Q_v$  визначається за формулою (од/с):

$$N = \eta_3 \cdot \frac{\pi d_k^2}{4} \cdot \omega_o \cdot Z \cdot \frac{6 Q_v}{\pi d_k^3} = \frac{3 \omega_o Z Q_v}{2 d_k};$$

г) маса однієї частки  $m_u$  дорівнює (кг):

$$m_u = \rho_u \cdot \frac{\pi d_u^3}{6}.$$

б). Рахункова концентрація пилу  $Z$ , виражена за допомогою масової концентрації  $C$ , визначається за формулою ( $\text{од}/\text{м}^3$ ):

$$Z = \frac{6C}{\rho_u \pi \cdot d_u^3}.$$

в). Сумарна ( $m_n$ ) маса часток пилу  $N$ , що вловлена за одиницю часу при розпилюванні води  $Q_v$  дорівнює (кг/с):

$$m_n = N \cdot \rho_c \frac{\pi d_c^3}{6}.$$

г). Підставляючи формули  $N$  і  $Z$  у формулу  $m_n$  отримаємо масу пилу  $m_n$ , що вловлюється за одиницю часу (кг/с):

$$m_n = \frac{3\eta_3 \omega_o C Q_e}{2d_k}.$$

Таким чином, кількість вловленого пилу прямо пропорційна відносній швидкості руху краплі, витраті зрошуючої рідини і концентрації пилу і зворотно пропорційна діаметру крапель рідини.

Ця модель розрахована для крапель сферичної форми одного розміру (незмінного з часом), що рухаються відносно часток пилу з постійною швидкістю і рівномірно розподілені по перерізу апарату.

В реальних умовах краплі:

- деформуються під впливом аеродинамічного опору;
- мають полідисперсний склад;
- змінюють швидкість і напрям руху під впливом сил аеродинамічного опору, гравітаційних сил та ін.;
- змінюються у розмірах за рахунок випаровування та конденсації.

Отже, для розрахунку апарату очистки газів його розбивають на досить велику кількість ділянок по ходу газу і вважають, що ці параметри по довжині ділянки є незмінними.

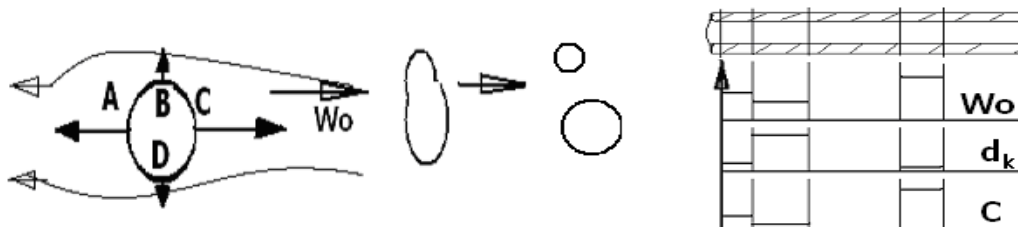


Рисунок 1.2 – Схема, що використовується для розрахунку апаратів

У якості розміру крапель беруть їх медіанних розмір, або розрахунок ведеться окремо для кожної з фракцій розмірів крапель.

Через складність розрахунків часто для визначення ступеню очистки газів

$\eta$  використовують емпіричну залежність

$$\eta = 1 - \exp(-k m Stk^{0.5}),$$

де  $k$  – константа;

$m$  – питома витрата рідини,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ .

### 1.2.2 Уловлювання часток плівкою рідини

Осадження пилу на плівку рідини здійснюється при направленні потоку часток пилу:

- на поверхню рідини;
- на змочену рідиною стінку;
- на плівку спеціально отриманих газових бульбашок (барботаж).

При ударі частки пилу об поверхню рідини можливі або відскакування частки, або прилипання до плівки за рахунок сил адгезії  $P_{ad}$ . Відскакування виникає, якщо кінетична енергія частки більша за силу адгезії, тобто

$$E_k = \frac{m W_{\text{відск}}^2}{2} > E_{ad},$$

де  $m$  – маса частки діаметром  $d_c$  і щільністю  $\rho$ ,  $m = \pi d^3 \rho / 6$ ;

$W_{\text{відск}}$  – швидкість відскоку (якщо вважати, що сили адгезії відсутні);

( $W_{\text{відск}} = 0,8W$  швидкості удару).

Орієнтовно для твердої поверхні – стінки можна прийняти  $P_{ad} = 0,012d$ :

$$E_{ad} = \int P_{ad} dh,$$

де  $h$  – зазор між поверхнею і часткою пилу.

Гранична швидкість удару, при якій ще можливе прилипання часток,

$$W = 0,249/d.$$

Розглянемо процес осадження часток на плівці рідини. При наявності плівки умови прилипання значно покращуються. Найбільшу зацікавленість викликає переміщення часток в нормальному до поверхні плівки напрямку.

Схема захвату частки плівкою рідини показана на рисунку 1.3.

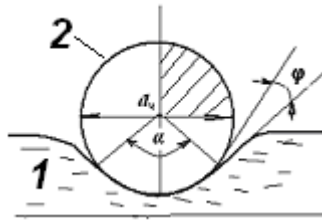


Рисунок 1.3 – Схема захвату часток плівкою рідини:

1– плівка рідини; 2 – частка пилу;  $\varphi$  – крайовий кут змочування

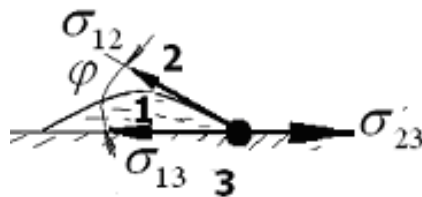


Рисунок 1.4 – Схема визначення крайового кута змочування:

1 – крапля рідини; 2 – газове середовище; 3 – тверда поверхня;

$\varphi$  – крайовий кут змочування

Частка утримується на поверхні плівки силою адгезії, яка визначається за формулою :

$$P_{ад} = \frac{2\pi\sigma d_c}{1 + \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} \cos \varphi,$$

де  $\alpha$  – кут, що визначає змочену частину поверхні частки пилу;

$\varphi$  – крайовий кут змочування, який залежить від фізико-хімічних властивостей і дисперсного складу пилу;

$\sigma$  – поверхневе натягіння, н/м.

Крайовий кут змочування визначають за формулою:

$$\cos \varphi = \frac{\sigma_{23} - \sigma_{13}}{\sigma_{12}},$$

де  $\sigma_{12}, \sigma_{13}, \sigma_{23}$  – поверхневе натягіння на межі «рідина – газ», «рідина – тверда

поверхня», «тверда поверхня – газ» відповідно, Н / м.

Для рідин, що добре змочують ( $\varphi \approx 0$ ) і при крапковому контакті ( $\alpha \approx 0$ ) розмір сили адгезії визначається за формулою:

$$P_{ad} = 2 \pi \sigma d_c.$$

Для плівки мінеральної олії  $P_{ad}=157d$ , (для твердої поверхні  $P_{ad} = 0,012d$ ). Сила адгезії на плівці рідини (олії) у багато разів більша, ніж на сухій поверхні.

Змочуваність матеріалів погіршується зі зменшенням розмірів часток. Тому у техніці пиловловлювання часто доводиться мати справу з гідрофобними частками.

Для вловлювання на плівку рідини гідрофобних часток (незмочуємих) необхідно, щоб їх кінетична енергія перевищувала роботу з занурення часток у рідину, тобто роботу з подолання сил поверхневого натягіння.

Гранична швидкість  $W$  удару частки, що забезпечує її занурення у рідину, визначається за формулою:

$$W = \frac{1}{\cos \psi} \sqrt{\frac{8\sigma}{\rho d}}$$

де  $\psi$  – кут між напрямком руху частки і нормаллю до поверхні рідини у точці удару.

При  $\psi = 0$ , тобто при русі частки за нормаллю до поверхні рідини

$$W = 2,83 \sqrt{\frac{\sigma}{\rho d}}.$$

При великих кутах  $\psi$  частки рикошетують від поверхні і вловлювання можливе лише за умови високих швидкостей удару. При значеннях  $Re < 5$  частки не занурюються у момент удару об плівку рідини повністю і легко можуть бути зірвані газовим потоком.

Вловлювання часток в режимі барботажу слід розглядати як окремий випадок осадження часток на плівку рідини.

При пиловловлюванні в режимі барботажу діють механізми інерційного,

гравітаційного та дифузного осадження на поверхні газових бульбашок.

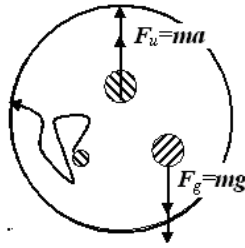


Рисунок 1.5 – Схема осадження часток пилу на поверхні газової бульбашки

Діаметр газових бульбашок складає 2 – 20 мм. При  $d_b > 2 \div 3$  мм вони втрачають сферичну форму, утворюючи еліпсоїди. Для визначення критичного діаметра бульбашки  $d_b^{kp}$  існує емпірична формула:

$$d_b^{kp} = \frac{2}{V_b^2} \frac{\sqrt[3]{3/\beta}}{\sqrt[3]{\rho_z / \rho_{ж}}} \sigma,$$

де  $\beta$  – коефіцієнт, що визначається експериментально;

$V_b$  – швидкість підйому бульбашки, ( $V_b = 0,28-0,4$  м/с).

При інерційному (за рахунок відцентрових сил) осадженні кількість часток, що осаджуються на бульбашці, становить:  $N = (1/4)\pi D^2 Z V_b$ , 1/с.

### 1.3 Енергетичний метод розрахунку мокрих пиловловлювачів

Ефективність роботи мокрих пиловловлювачів визначається витратами енергії на процес очистки газу. При цьому враховується як енергія, що витрачається на рух газу через пиловловлювач, так і енергія, що витрачена на подачу та диспергування рідини.

Енергетичним параметром є сумарна енергія контакту  $K_u$  – витрата енергії на обробку одиниці об'єму газу в одиницю часу, що розраховується за формулою:

$$K_u = \Delta P_{an} + P_v \frac{Q_v}{Q_z} + \frac{N_m}{Q_z}, \text{кДж} / 1000 \text{м}^3,$$

де  $\Delta P_{an}$  – гідравлічний опір апарату, Па;

$P_в$  – тиск розпилюємої рідини на вході до апарату, Па;

$N_m$  – потужність обертаючого механізму, що витрачається на контактування газів з рідиною, Вт;

$Q_в, Q_г$  – об'ємні витрати рідини і газу на вході до апарату, м<sup>3</sup>/с.

Значення кожної складової формули залежить від типу апарату.

Залежність між ступенем очистки і витратами енергії визначається за формулою:

$$\eta = 1 - \exp(-B K_q^x),$$

де:  $B$  та  $x$  – константи, що залежать від фізико-хімічних властивостей і дисперсного складу пилу і визначаються експериментально (наведено у табл. 1.1).

Таблиця 1.1 – Значення показників  $B$  та  $X$

Вид пилу	$B$	$X$
Пил вагранок	$1,355 \times 10^{-2}$	0,6210
Пил доменної печі	$6,61 \times 10^{-2}$	0,891
Пил вапневої печі	$6,5 \times 10^{-4}$	1,0529
Пил мартенівських печей, що працюють на кисневому дутті	$1,565 \times 10^{-6}$	1,619
Пил мартенівських печей, що працюють на повітряному дутті	$1,74 \times 10^{-6}$	1,594
Зола димових газів ТЕС	$4,34 \times 10^{-3}$	0,3

Показник  $\eta$  при високих значеннях ступеню пиловловлювання мало характеризує якість очищення, тому часто використовують показник кількості одиниць переносу  $N_q$ , який є аналогічним параметру, що використовується в технологічних процесах, пов'язаних з масоперенесенням, і визначається за формулою:

$$N_q = \ln \left[ \frac{1}{1 - \eta} \right], \quad \text{тоді } N_q = B K_q^x.$$

Ця залежність апроксимується в логарифмічних координатах прямою лінією.

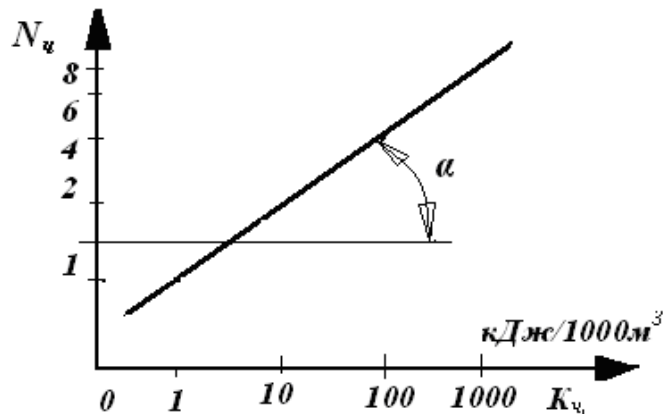


Рисунок 1.6 – Залежність  $N_q = BK_q^x$  в логарифмічних координатах:

$$x = \operatorname{tg} \alpha, B = N_q \text{ при } K_q = 1$$

Можливість використання енергетичного методу розрахунку для різноманітних типів мокрих пиловловлювачів пояснюється тим, що в основі вловлювання завислих часток знаходиться один і той ж механізм – інерційне осадження. При посиленні впливу інших механізмів (наприклад, дифузійного) спостерігаються значні відхилення від енергетичної залежності.

#### 1.4 Тепло- й масообмін в мокрих пиловловлювачах

В мокрих пиловловлювачах одночасно з пиловловлюванням, як правило, йдуть процеси тепло- й масообміну. Це є наслідком різниці температур газу і рідини, різниці парціального тиску пари в газі  $P_2$  і над рідиною  $P_{ж}$ . Ці процеси можуть здійснюватися як з випаровуванням води (випарне), так і з конденсацією (конденсаційне) охолодження водяної пари, що міститься у газі.

Випарне охолодження відбувається при взаємодії гарячого сухого або ненасиченого вологою газу з підігрітою водою. При охолодженні газу одночасно відбувається збільшення його вологомисткості.

Конденсаційне охолодження відбувається у випадку, коли гарячий газ,



насичений водяною парою, зустрічається з холодною водою.

Розглянемо процеси тепло- й масообміну краплини рідини, що знаходиться у гарячому газі.

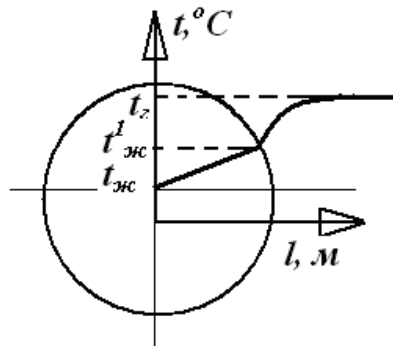


Рисунок 4.1– Схема розподілу температур у краплині рідини:

$t_g$  – температура газу;  $t_{ж}^1$  – температура поверхні краплі рідини;

$t_{ж}$  – температура в центрі краплі рідини

Кількість тепла, що передається від газу до рідини, визначається за формулою:

$$q = \alpha (t_g - t_{ж}^1) F = \lambda F \partial t / \partial l, \text{ Дж/с},$$

де  $\alpha$  – коефіцієнт теплової віддачі, що характеризує інтенсивність теплообміну між поверхнею тіла і навколишнім середовищем. Чисельно дорівнює кількості теплоти, відданої одиницею поверхні за одиницю часу при різниці температур між поверхнею тіла і навколишнім середовищем в один градус, [Дж/с м<sup>2</sup> К] ;

$t_g$  – температура газу на достатній віддаленості від краплі;

$t_{ж}^1$  – температура поверхні краплі рідини;

$F$  – площа поверхні краплі;

$\lambda$  – коефіцієнт теплопровідності, що характеризує здатність речовини проводити теплоту, дорівнює кількості теплоти, переданої в одиницю часу через одиницю площі при градієнті температури в один градус, Дж/с м К;

$\partial t / \partial l$  – градієнт температури.

$\alpha$ ,  $\lambda$  – визначаються експериментально, окремо для кожної рідини і конкретних умов теплообміну. Для їх приблизного розрахунку використовують метод

теорії подібності.

Кількість тепла, що отримує крапля рідини при нагріванні її на  $\Delta t$ , визначається за формулою:

$$q = C_k m_k \Delta t,$$

де  $C_k$  – теплоємність рідини, Дж/кг °С;

$m_k$  – маса краплини, кг.

Кількість тепла, що отримує крапля рідини при нагріванні краплі до температури кипіння, її випаровуванні і нагріванні до температури  $t_{n2}$ :

$$q = C_k m_k (t_{kun} - t_{k1}) + r m_k + C_n m_k (t_{n2} - t_{kun}),$$

де  $t_{kun}$  – температура кипіння рідини;

$t_{k1}$  – початкова температура краплі;

$r$  – прихована теплота пароутворення;

$C_n$  – теплоємність пари;

$t_{n2}$  – кінцева температура пари.

Використовуючи поняття ентальпії:

$$q = m_k (i_{n2} - i_{k1}),$$

де  $i_{n2}$  – ентальпія водяної пари при кінцевій температурі;

$i_{k1}$  – ентальпія води при початковій температурі.

За аналогією з рівнянням теплообміну запишемо рівняння масообміну:

$$\Delta M = \beta F (P_k - P_2), \text{ кг/с},$$

де  $\beta$  – коефіцієнт масообміну – кількість речовини, яке віддає одиниця поверхні в одиницю часу при градієнті тиску в 1 Па, кг/м<sup>2</sup> с Па;

$P_2, P_k$  – парціальний тиск пари в газі на віддаленні від краплі та на її поверхні.

Розрахунок процесів тепло- й масообміну (ТМО) і досвід експлуатації апаратів мокрої очистки газів показують, що:

– у більшості апаратів процеси ТМО йдуть настільки інтенсивно, що парогазокрапельну суміш на виході з них можна з достатньою точністю вважати термодинамічно рівноважною;

– витрати тепла у навколишнє середовище через стінки апарата можна не

брати до уваги.

В цих умовах для визначення параметрів газу і рідини на виході з апарату газоочистки можна скористатися законом збереження енергії в формі теплового балансу: **кількість тепла, що вноситься до газоочистки з газом, зрошуючою рідиною і водяною парою дорівнює кількості тепла, що виноситься з апарату з газом, відходящою рідиною і водяною парою**

$$q_{c21} + q_{n21} + q_{e1} = q_{c22} + q_{n22} + q_{e2},$$

де  $q_{c21}$  – кількість тепла, що вноситься сухим газом в газоочистку:

$$q_{c21} = C_{p2} G_2 t_{21},$$

де  $C_{p2}$  – теплоємність димового газу, Дж/кг °С;

$q_{n21}$  – кількість тепла, що вноситься в газоочистку з водяною парою, що міститься у газі:

$$q_{n21} = i_{n1} G_{n1} = i_{n1} G_2 d_1, \text{ Дж/с},$$

де  $i_n$  – ентальпія водяної пари;

$d_1$  – вологомісткість;

$q_{e1}$  – кількість тепла, що вноситься до газоочистки зі зрошуючою рідиною:

$$q_{e1} = C_v G_{e1} t_{e1},$$

де  $C_v$  – теплоємність води;

$q_{c22}$  – кількість тепла, що виноситься з газоочистки з сухим газом:

$$q_{c22} = C_{p2} G_2 t_{22},$$

$q_{n22}$  – кількість тепла, що виноситься з водяною парою, що міститься в газі:

$$q_{n22} = i_{n2} G_2 d_2,$$

$q_{e2}$  – кількість тепла, що виноситься з газоочистки зі зрошуючою водою:

$$q_{e2} = C_v G_{e2} t_{e2}.$$

Виходячи з припущення про термодинамічну рівновагу: температура води на виході з газоочистки дорівнює температурі газу і температурі водяної пари, що міститься в газі:

$$t_{e2} = t_{22} = t_{n2} = t_2,$$

Запишемо формулу для ентальпії пари  $i_n$ :

$$i_n = 2501 + 1,93 t, \text{ кДж/кг.}$$

Теплоємність газу у першому наближенні можна вважати такою, що дорівнює теплоємності повітря, тобто  $C_{pg} \approx C_{pv} = 1 \text{ кДж/кг}^\circ\text{C}$ .

Вологість газів може бути визначена так:

$$d = \frac{0,804 P_{\text{парц}}}{(P - P_{\text{парц}}) \rho_2} \quad \frac{\text{кг вл}}{\text{кг св}}$$

З урахуванням зазначеного вище, ми маємо рівняння з двома невідомими  $G_{в2}$  та  $t_2$ .

Доповнимо його рівнянням матеріального балансу:

$$G_{г1} + G_2 d_1 = G_{г2} + G_2 d_2.$$

Розв'язуючи систему з двох рівнянь з двома невідомими, знаючи параметри газу перед мокрою газоочисткою, визначаємо параметри газу на виході з неї.

## 2 ОСНОВНІ АПАРАТИ І ДОПОМІЖНЕ ОБЛАДНАННЯ МОКРОЇ ОЧИСТКИ ГАЗІВ

### 2.1 Форсункові скрубери

Форсункові скрубери використовуються для вловлювання з газу часток пилу розміром більше за 10–15 мкм, а також для охолодження і зволоження газу.

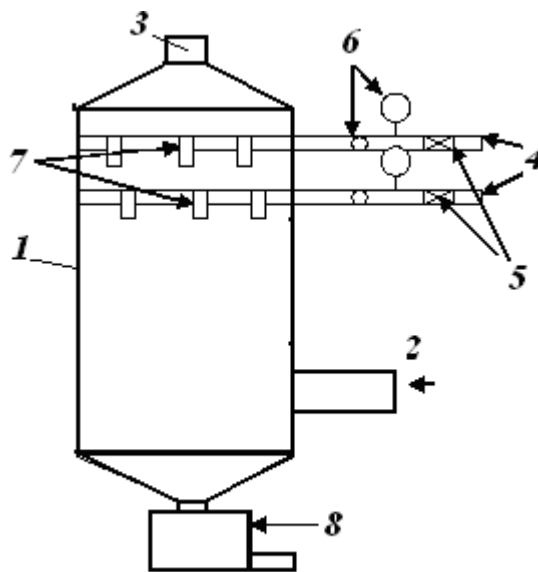


Рисунок 2.1 – Схема форсункового скрубера:

1 – циліндричний корпус; 2 – вхідний патрубок; 3 – вихідний патрубок;  
4 – підведення води на зрошення; 5 – регулюючі засувки; 6 – КВП параметрів  
води; 7 – форсунки верхнього та нижнього ярусів зрошення; 8 – гідрозатвор

Очистка газу відбувається шляхом інерційного осадження часток пилу на рівномірному потоці дрібнодиспергованих крапель, що рухаються під впливом сили тяжіння вниз.

За напрямом руху газів і рідини скрубери поділяють на протivotочні, прямоточні та з перерізним підводом рідини.

Газ, що проходить через скруббер, як правило, охолоджується до 40–50°C та зволожується до стану насиченості. Швидкість газу в скруббері складає 0,7–1,5 м/с. При збільшенні швидкості починається крапельний винос води, що сприяє утворенню відкладень пилу на внутрішніх поверхнях вихідного патруб-ка. Питома витрата води складає 1–6 л/м<sup>3</sup>. Гідравлічний опір – до 250 Па. Мак-симальний ступінь очистки досягається при  $d_k = 0,6–1$  мм.

Ступінь очистки газів визначається за формулою:

$$\eta = 1 - \frac{C_2}{C_1} = 1 - \exp\left(-\frac{3 \eta_3 \omega_0 H V_{ж}}{2 \omega_k d_k V_2}\right),$$

де  $\eta_3$  – коефіцієнт захвату;

$\omega_0$  – відносна швидкість крапель і пилу;

$H$  – активна висота скруббера (приймають  $H = 2,5D$ );

$\omega_k$  – швидкість руху крапель;

$d_k$  – діаметр крапель;

$V_{ж}/V_2$  – питома витрата води, л/м<sup>3</sup>.

Швидкість осадження крапель визначається за формулою:

$$\omega_k = \sqrt[2]{\frac{4 \Delta \rho g d_k}{3 C_x \rho_2}}.$$

В залежності від величини критерію Рейнольдса,  $C_x$  визначається за на-ступними формулами:

при  $Re \leq 1$   $C_x = 24/Re$ ;

при  $Re \leq 5$   $C_x = \frac{24}{Re} \left(1 + \frac{3}{16} Re\right)$ ;

при  $Re \leq 400$   $C_x = \frac{24}{Re} \left(1 + \frac{Re^{0,667}}{16}\right)$ .

Коефіцієнт захвату  $\eta_3$  дорівнює:

$$\eta_3 = \frac{Stk^2}{(Stk + 0,35)^2},$$

де  $Stk$  – критерій Стокса

$$Stk = \frac{d_c^2 \rho_c \omega_0 C}{18 \mu d_\kappa},$$

де  $C$  – поправка Кенінгема ( $C=1$  при  $d_c > 10$  мкм).

Для скрубера за умови  $V_{ж}/V_2 = 2$  л/м<sup>3</sup> коефіцієнт захвату дорівнює:

$$\eta_3 = 1 - 0,15 Stk^{-1,24}.$$

## 2.2 Механічні та динамічні газопромивачі

Особливістю механічних газопромивачів є наявність пристрою, що обертається (ротор, диск), який забезпечує розбризкування та перемішування рідини з газовим потоком.

Механічні газопромивачі поділяються на дві групи механічні скрубери та динамічні газопромивачі.

### 2.2.1 Механічні скрубери

У механічних скруберах газ, що очищується, контактує з рідиною, що розбризкується, за допомогою тіла, що обертається.

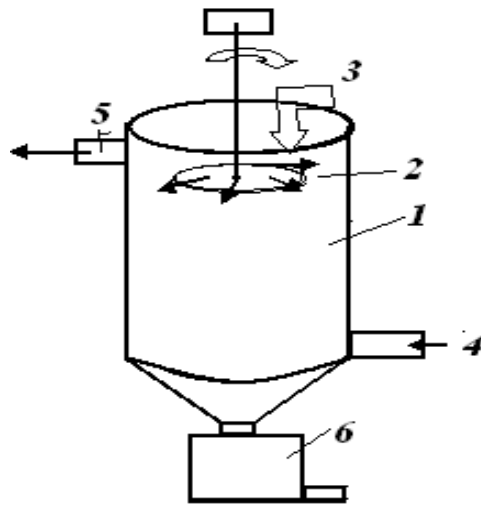


Рисунок 2.2 – Схема механічного скрубера:

1 – корпус; 2 – диск, що обертається; 3 – підведення води; 4 – вхід газу;  
5 – вихід газу; 6 – гідрозатвор

### 2.2.2 Динамічні газопромивачі (дезінтегратори)

У динамічних газопромивачах для обертання газового потоку і перемішування його з рідиною використовується крильчатка.

Дезінтегратор – це мокрий пиловловлювач-вентилятор, що складається зі статора (7–10) і ротора (1–6), кожен з яких обладнаний лопатками. Через сопла корпусу 5 всередину вприскується рідина. Газовий потік, що рухається в міжлопатковому просторі зі швидкістю до 90 м/с, забезпечує подрібнення рідини на дрібні краплі і гарний контакт вловлюємих з газу часток з рідиною.



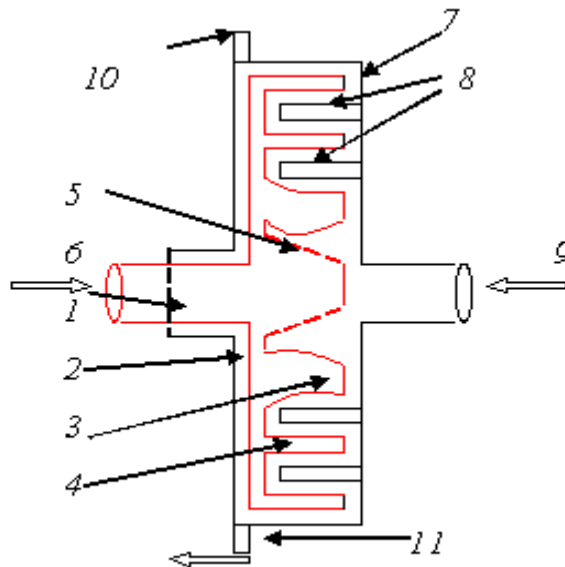


Рисунок 2.3 – Схема дезинтегратора:

- 1 – вал, що обертається; 2 – круглий диск; 3 – лопатки ротора; 4 – стрижні;  
 5 – конус з отворами для розбризкування води; 6 – патрубок підводу води;  
 7 – равликopodobний корпус; 8 – нерухомі стрижні; 9 – патрубок входу газу;  
 10 – відведення газу; 11 – відведення шламу

Параметри, що досягаються у дезинтеграторі:

- продуктивність – до  $80\,000\text{ м}^3/\text{год}$ ;
- напір, що розвивається – до  $5\text{ кПа}$ ;
- витрата води –  $0,5\text{--}1,5\text{ л/м}^3$ ;
- питома витрата електроенергії –  $18\text{--}22\text{ МДж/1000 м}^3$ ;
- температура очищуваних газів – до  $60\text{ }^\circ\text{C}$ ;
- початкова запиленість – до  $2\text{ г/м}^3$ ;
- запиленість очищеного газу на виході –  $30\text{--}50\text{ мг/м}^3$ ;
- ступінь очистки  $\eta = 70\%$  при  $d_{\text{ч}} = 0,5\text{ мкм}$ ;  $\eta = 90\text{--}95\%$ ; при  $d_{\text{ч}} = 1,0\text{ мкм}$ .

Гази після дезинтегратора містять краплі і туман, тому повинні бути пропущені через каплевловлювач.

### 2.3 Будова, принцип дії і основи розрахунку скруберів Вентурі

Скрубери Вентурі використовуються для очистки газів від дрібнодисперсного пилу, їх охолодження та зволоження. При використанні в якості зрошуючої рідини хімічних реагентів, скрубери Вентурі може бути використаний для вловлювання газоподібних домішок.

Скрубери Вентурі складаються з труби Вентурі та каплевловлювача.

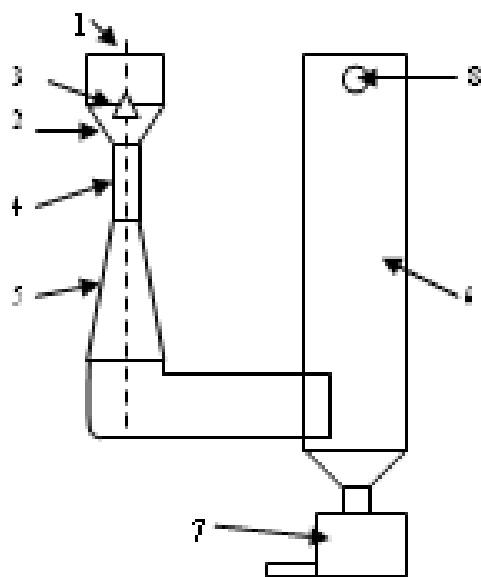


Рисунок 2.4 – Схема скрубера Вентурі:

1 – вхідний патрубок; 2 – конфузор; 3 – зрошуючий пристрій; 4 – горловина;  
5 – дифузор; 6 – корпус каплевловлювача; 7 – гідрозатвор; 8 – вихідний патрубок

Робота скрубера Вентурі заснована на подрібненні води турбулентним газовим потоком, захваті краплинами води часток пилу, подальшій їх коагуляції і осадження в каплевловлювачі інерційного типу.

В конфузорі відбувається збільшення швидкості газу, вприскування та подрібнення рідини. В горловині за рахунок різниці швидкостей краплі і частки пилу відбувається осадження часток пилу на краплинах рідини. В дифузорі за рахунок зниження швидкості відновлюється частина тиску, що був витрачений на створення високої швидкості газу в горловині. В каплевловлювачі під дією відцентрових сил відбувається сепарація крапель рідини, осадження їх на стін-

ку і відведення рідини у вигляді шламу через гідрозатвор.

За рахунок аеродинамічного опору краплі одночасно з подрібненням отримують значне прискорення і в кінці горловини отримують швидкість, що є дуже близькою до швидкості газового потоку. В дифузорі швидкості крапель і газу падають. Причому, внаслідок сил інерції, швидкість крапель зменшується швидше, ніж швидкість газу. Зміну швидкостей газу, крапель і тиску по довжині труби Вентурі наведено на графіку:

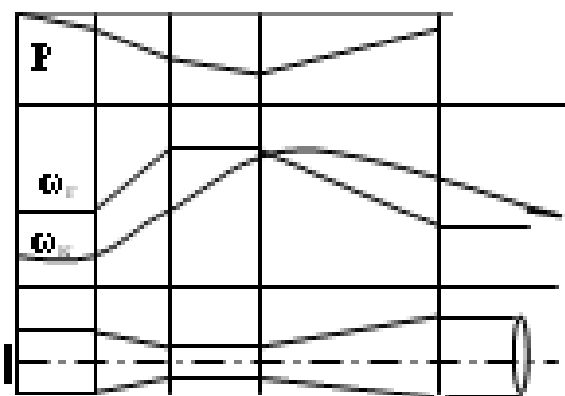


Рисунок 2.5 – Зміна швидкості газу ( $\omega_2$ ), швидкості краплі ( $\omega_k$ ) і тиску ( $P$ ) по довжині труби Вентурі

Процес очистки більш інтенсивно проходить в кінці конфузору і на початку горловини, де різниця швидкостей ( $\omega_2 - \omega_k$ ) є найбільш значною.

Параметри, що досягаються в трубі Вентурі:

- ступінь очищення газів 96–99 %;
- максимальна запиленість газу, що очищується – до 100 г/м<sup>3</sup>;
- розмір часток пилу, що вловлюється – до 0,2–0,1 мкм;
- швидкість газу в горловині 100–170 м/с;
- питома витрата води 0,5–1,5 л/м<sup>3</sup>;
- перепад тиску на трубі Вентурі – до 20–30кПа (200–2000 мм.рт.ст).

Висока інтенсивність процесів подрібнення і коагуляції крапель, тепло- та мосообміну між краплями, газом і частками пилу, нестационарність і неоднорідність процесу не дозволяє створити надійну теорію розрахунку цього апарату.

Практичні розрахунки виконуються з використанням методів теорії подібності і емпіричних залежностей.

### 2.3.1 Розрахунок процесу подрібнення крапель

При введенні рідини до труби Вентурі відбувається подрібнення крапель за рахунок енергії турбулентного потоку. Найбільш точною формулою для визначення середнього діаметру краплі при розпилюванні рідини пневмофорсункою є формула, що була запропонована японськими вченими (Нукіяма і Таназава):

$$d_k = \frac{0,585\sqrt{\sigma}}{\omega_0\sqrt{\rho_{ж}}} + 53,4 \left( \frac{\mu_{жс}}{\sqrt{\rho_{жс}\sigma}} \right)^{0,45} \left( \frac{Q_{жс}}{Q_г} \right)^{1,5},$$

де  $\omega_0$  – відносна швидкість крапель, м/с;

$Q_{жс}/Q_г$  – відношення витрати рідини до витрати газу, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;

$\sigma$  – поверхнєве натягіння, Н/м.

При швидкості газу в горловині вище за 60 м/с точність формули є високою. Похибка стає значною при швидкості менш за 30 м/с.

Межу стійкості краплі можна визначити за чисельним значенням критерію Вебера ( $We$ ):

$$We = \frac{\rho_г \omega_0^2 d_k}{\sigma}.$$

При  $We > We^{kp}$  крапля втрачає стійкість і починає подрібнюватись

$$We^{kp} = 5 - 12.$$

### 2.3.2 Визначення гідравлічного опору

Втрата тиску в трубі Вентурі залежить від швидкості газу в горловині і питомої витрати води і визначається за формулою:

$$\Delta P_{тр} = \Delta P_г + \Delta P_в,$$

де  $\Delta P_2$  – частка гідравлічного опору сухої труби Вентурі, обумовлена рухом газу, Па;

$\Delta P_6$  – частка гідравлічного опору, обумовлена введенням зрошуючої рідини, Па;

$$\Delta P_2 = \xi_2 \rho_2 \cdot \omega_2^2 / 2,$$

де  $\xi_2$  – коефіцієнт гідравлічного опору сухої труби Вентурі;

$$\xi_2 = 0,165 + 0,034 \times l_2/d_2 (0,06 + 0,28 \times l_2/d_2) M,$$

де  $l_2/d_2$  – відношення довжини до діаметру горловини труби Вентурі;

$M$  – число Маха;

$$M = \omega_2 / \omega_{36},$$

де  $\omega_{36}$  – швидкість звука в газі, м/с;

$$\omega_{36} = \sqrt{2 \frac{K}{K+1}} \sqrt{\frac{RT}{Mr}},$$

де  $K$  – коефіцієнт адіабати, для повітря  $K = 1,4$ ;

$$\Delta P_6 = \xi_6 \cdot \rho_6 \cdot m \cdot \omega_2^2 / 2,$$

де  $\xi_6$  – коефіцієнт гідравлічного опору, обумовлений введенням зрошуючої рідини;

$\rho_6$  – густина зрошуючої рідини, кг/м<sup>3</sup>;

$$m = Q_B / Q_G,$$

$$\xi_6 = 0,63 \cdot \xi_7 \cdot m^{-0,3}.$$

Ступінь очистки газу визначається у першому наближенні емпіричним методом. Температура і вологомісткість на виході з труби Вентурі визначаються спільним вирішенням рівнянь теплового і матеріального балансів. Втратами енергії у навколишнє середовище, що не перевищують 2–5%, можна знехтувати. Парогазокрапельну суміш на виході з труби Вентурі можна вважати термодинамічно рівноважною.

### 2.3.3 Конструкції труб Вентурі

Конструкції труб Вентурі можуть розрізнятися:

а) за конфігурацією поперечного перетину: круглі ( при малих обсягах очищуємих газів); щільові; кільцеві. При великих витратах газів використовують батареїні або групові компоновки скрубєрів Вентурі.

б) за площею поперечного перетину: нерегулюємі; регулюємі.

У промисловості використовують дві конструкції:

а) поворотні заслінки для регулювання цільового перетину;

б) переміщення вздовж вісі обтїкателя для регулювання кільцевого перетину;

в) за розміром гїдравлічного тиску:

1) високонапірні ( для очищення газів від субмікроних часток,  $\Delta P$  до 30000Па);

2) низьконапірні (для очищення газів від великодисперсного пилу, охолодження і зволоження газів,  $\Delta P = 2000\text{--}5000$  Па).

г) за способом підведення рїдини:

1) центральне (форсункове) підведення рїдини в конфузєр;

2) периферійне зрошення в конфузєрї або горловинї;

3) плївкове зрошення;

4) безфорсункове зрошення (підведення рїдини за рахунок енергїї газового потоку).

З аеродинамічної точки зору оптимальною є конструкція труби Вентурі з наступними відношеннями розмірів її елементів:

– кут звуження конфузєра  $\alpha = 25\text{--}28^\circ$ ;

– кут розкриття дифузєра  $\beta = 6\text{--}7^\circ$ ;

– довжина горловини  $l_2 = 0,15\text{--}3 d_r$ .

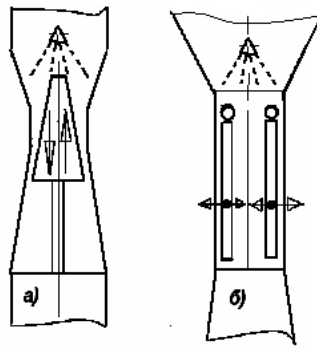


Рисунок 2.6 – Варіанти регулювання площі перетину:

- а) регулювання кільцевого перетину переміщенням обтікателю за віссю;
- б) регулювання щільового перетину поворотами заслінок

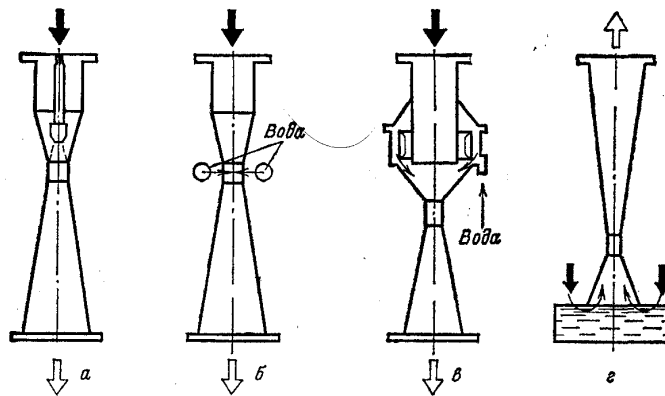


Рисунок 2.7 – Способи підведення рідини:

- а) центральне форсункове підведення; б) периферійне зрошення;
- в) плівкове зрошення; г) безфорсункове зрошення

## 2.4 Апарати відцентрової дії (АВД)

Призначені для очищення газів від пилу с розміром часток менше 5 – 10 мкм і концентрацією на вході не більше 2 – 5 г/м<sup>3</sup>.

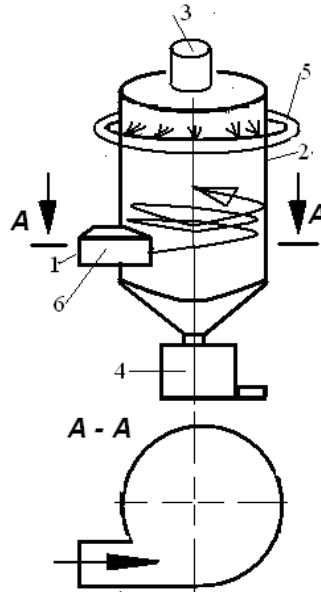


Рисунок 2.8 – Схема мокрого апарату відцентрового типу (відцентрового скрубера): 1- тангенційний вхідний патрубок; 2 – циліндричний корпус; 3 – вихідний патрубок; 4 – гідрозатвор; 5 – колектор зрошуючих форсунок; 6 – зрошуюча форсунка

Замість тангенційного вхідного патрубка може бути встановлений лопатковий завихрювач.

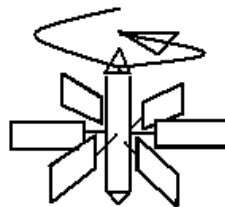


Рисунок.2.9 – Лопатковий завихрювач



Принцип дії АВД заснований на відкиданні на стінку часток пилу відцентровими силами, що виникають під час закручування газового потоку в апараті і змиванні їх плівкою рідини, що стікає по стінкам.

Плівка рідини на стінці апарату безперервно зміщується донизу і утворюється за рахунок подавання води спеціальними соплами, що розташовують по колу у верхній частині апарату.

Параметри, що досягаються в апараті:

- швидкість газу у поперековому перетині корпусу – 4–5 м/с;
- швидкість газу у вхідному патрубку – 15–25 м/с;
- витрата газу – до 50000 м<sup>3</sup>/ч.

Ступінь очистки залежить від  $d_c$  і  $d_{скр}$ . Витрата води задається виходячи з можливості створення безперервної рідкої плівки на внутрішній поверхні апарату.

Витрата води визначається за емпіричною формулою:

$$M_v = 0,14 \pi d_{скр}, \text{ кг/с.}$$

Розрахунок ступеня очистки виконують для скрубера діаметром 1 м, а потім перераховують на апарат довільного діаметру за формулою:

$$\eta = 100 - (100 - \eta_1) \cdot \sqrt{d_{скр}},$$

де  $\eta$  – ступінь очистки для скрубера, %;

$\eta_1$  – ступінь очистки для скрубера діаметром 1 м, %.

Значення  $\eta_1$  вираховують за формулою виходячи з фракційного ступеню очистки і фракційного складу пилу

$$\eta_1 = \sum \eta_\phi \frac{\Phi_{ex}}{100},$$

де  $\eta_\phi$  – фракційний ступінь очистки, %;

$\Phi_{ex}$  – фракційний склад пилу, %.

Зі збільшенням висоти скрубера  $H$  ступінь очистки зростає, але після  $H = (3 - 4)d_{скр}$  зростання припиняється, тому приймають  $H = 4d_{скр}$ .

Гідравлічний опір скрубера знаходять за формулою:

$$\Delta P = \xi_{скр} \times \rho_г \times \omega_г^2 / 2 ,$$

де  $\xi_г$  – коефіцієнт гідравлічного опору скрубера, знаходиться у межах 30–45, причому більш високі значення відповідають меншим діаметрам апарату;

$\omega_г$  – швидкість газу у поперековому перетині корпусу.

## 2.5 Апарати ударно-інерційної дії (УІД)

До апаратів УІД (ротоклони і пиловловлювачі типу ПВМ) відноситься велика група пиловловлювачів, у яких контакт газу з рідиною відбувається за рахунок ударення газового потоку о поверхню рідини. Апарати мають один або декілька щільових каналів або перетинок, нижня частина яких затоплена рідиною.

При проходженні каналів очищуємі газу ударяються об поверхню рідини і частково захоплюють її. В результаті утворюється водяна завіса з бризок та крапель, на якій під дією сил інерції осаджуються частки пилу, що містяться у газі. Краплі рідини, що видаляються з каналів, відділяються від газів у послідовно встановлених каплевловлювачах. Основна частина рідини, що захоплюється газами, після виходу з каналів падає у нижню частину апарату у вигляді завіси, змішується з іншою рідиною і знов бере участь у процесі очистки. В результаті багаторазового використання рідини у ній значно зростає концентрація завислих часток, а у нижній частині апарату у зливному патрубці накопичується шлам. Через визначений час, що залежить від вхідної запиленості газів, шлам періодично видаляється з апарату. Вентилятор, що забезпечує транспортування газів через апарат, монтується безпосередньо в апараті, що забезпечує компактність установки.

Особливість апарату УІД – повна відсутність засобів переміщення рідини, вся енергія для створення поверхні контакту проводиться через газовий потік.

Апарати УІД призначені для очистки газів від часток пилу діаметром не менш ніж 5–10 мкм в умовах відсутності достатньої кількості чистої води і не-

високих температурах очищуємого газу.

Принципова схема апарату ударно-інерційної дії типу ПВМ (пилловловлювач вентиляційний мокрий):

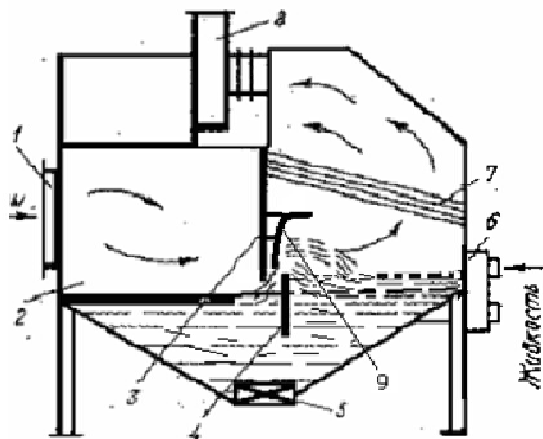


Рисунок 2.10 – Апарат ПВМ:

- 1 – вхідний патрубок; 2 – камера запилених газів; 3 – верхня перетинка;  
4 – нижня перетинка; 5 – скребковий конвеєр; 6 – регулятор рівня;  
7 – жалюзійний каплевловлювач; 8 – вентилятор; 9 – водовідбійник

Апарат може бути обладнаний пристроєм для автоматичної підпитки водою. Вловлений пил осаджується на дні корпусу і видаляється скребковим конвеєром. Витрата води на зрошення газу не перевищує  $0,03 \text{ кг/м}^3$  газу, визначається тільки витратами на випаровування і утворення шламу.

Параметри, що досягаються в апараті:

- витрата газу –  $3000\text{--}40000 \text{ м}^3/\text{год}$ ;
- витрата газу на 1 м довжини перетинки  $2000\text{--}7500 \text{ м}^3/\text{год}$ ;
- ступінь очистки при  $d_v = 10 \text{ мкм}$  може досягати  $98\text{--}99 \%$ ;
- гідравлічний опір не перевищує  $1,5\text{--}3,0 \text{ кПа}$ ;
- швидкість газу в щілині між перетинками досягає  $15 \text{ м/с}$ .

Гідравлічний опір визначається за однією з формул:

$$\Delta P = 10 \cdot \delta + 15 \sqrt{Q_{\Gamma}} \qquad \Delta P = 10^4 \cdot \delta + 880 \sqrt{Q_{\Gamma}}$$

де  $\delta$  – висота верхнього рівня води від нижньої кромки верхньої перетинки, м;

$Q_{\Gamma}$  – витрата газу на 1 м довжини перетинки,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

При логарифмічно нормальному розподілі ступінь очистки визначається

за формулою  $\eta = \frac{1}{2\pi} \int_{-\infty}^x e^{-t^2/2} dx = \Phi(x)$  з використанням робочих параметрів

пиловловлювачів (табл.2.1).

$$t = \frac{\lg d_u / d_m}{\lg \sigma_u},$$

$$x = \frac{\lg d_m / d_{50}}{\sqrt{\lg^2 \sigma_\eta + \lg^2 \sigma_u}},$$

де  $d_{50}$  – діаметр часток, що осаджуються з ефективністю 50 %;

$\lg \sigma_\eta$  – стандартне відхилення функції розподілу парціальних коефіцієнтів очистки;

$\lg \sigma_u$  – середньоквадратичне відхилення в функції розподілу часток.

Таблиця 2.1 – Параметри апарату УІД

$\sigma, \text{м}$	$d_{50}, \text{мкм}$	$\lg \sigma_\eta$
0,04	1,5	0,3
0,08	1,5	0,24
0,20	1,5	0,17

Замість розрахунків за формулою  $\eta$  можна використати таблицю функції  $\Phi(x)$  (табл.2.2).

Таблиця 2.2 – Значення нормальної функції розподілу  $\Phi(x)$ .

$x$	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0	1,1	1,2	1,3
$\Phi(x)$	0,692	0,726	0,758	0,788	0,816	0,841	0,864	0,885	0,903

Апарат ударно-інерційної дії з щільовим каналом суцільної форми (*імперером*), що утворений спеціально спрофільованими перетинками, має назву *ротоклон*.

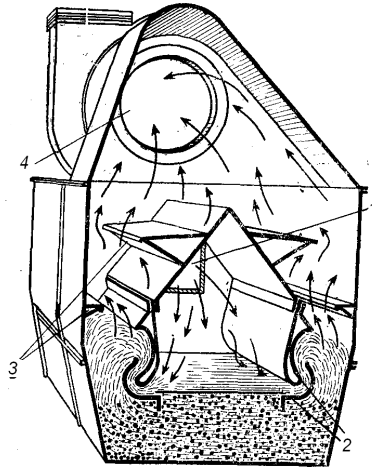


Рисунок 2.11 – Ротоклон (типу N):

- 1 – вхід газу на очистку; 2 – направляючі лопатки (перетинки);  
3 – каплевідбійники; 4 – вихід очищеного газу.

## 2.6 Барботажні пінні апарати

Барботажні пінні апарати призначені для очистки невеликих обсягів газу від часток пилу розміром не менш 5 мкм.

Барботажний пінний апарат являє собою корпус з круглим перетином, який перегороджений горизонтальною решіткою з рівномірно розподіленими дрібними отворами. Запилений газ подається під решітку і відводиться з верхньої частини апарату.

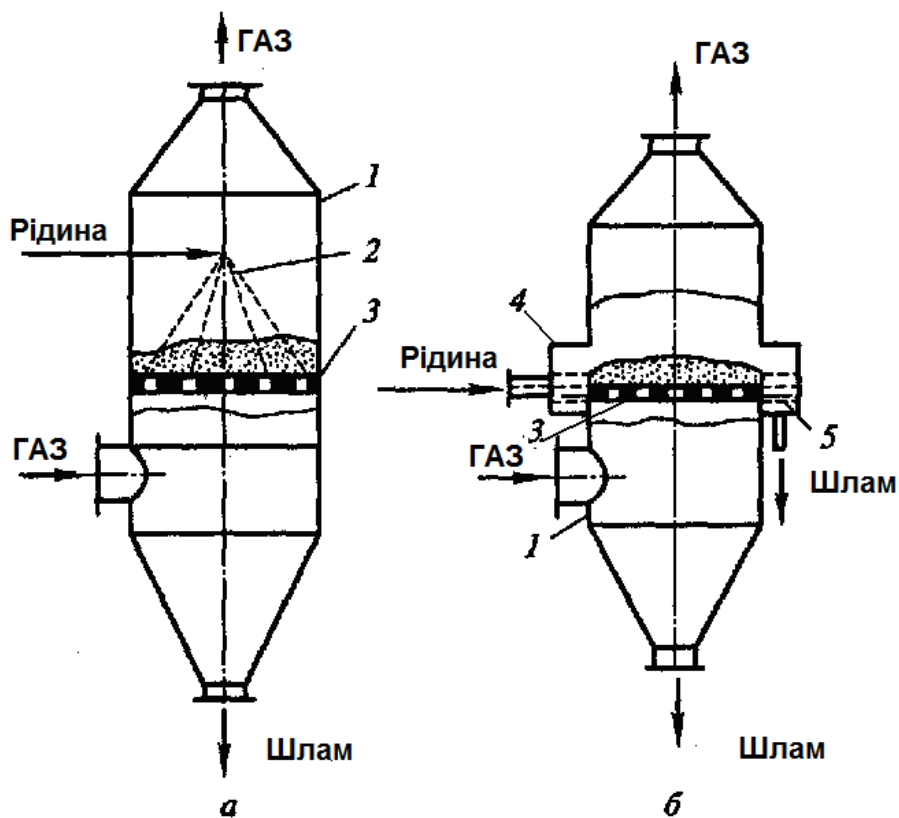


Рисунок 2.12 – Схема барботажного пінного апарату:

а) з провальною тарілкою (решіткою); б) з переливною тарілкою:

1 – корпус; 2 – зрошуючий пристрій; 3 – решітка; 4 – приймальна коробка; 5 – зливна коробка.

Зрошуюча рідина подається на решітку зверху або збоку. Відпрацьовану рідину можна відводити повним провалом через решітку а) або частковим провалом через решітку і частково через переливний відсік б).

При швидкості газу в апараті до 1 м/с спостерігається барботажний режим, при підвищенні швидкості режим переходить у пінний, при якому рідина, що знаходиться на решітці, переходить у стан турбулізованої піни.

Подальше збільшення швидкості призводить до виникнення хвильового режиму, що характеризується коливаннями шару рідини внаслідок прориву газових струменів на різних ділянках решітки. При цьому спостерігається зростання гідравлічного опору і винесення крапель рідини, що призводить до порушення нормальної роботи апарату. При подальшому збільшенні швидкості спостерігається захлинання пиловловлювача, при якому припиняється прова-

лювання рідини через решітки.

Основні параметри пінного барботажного апарату:

- діаметр корпусу - до 2–2,5 м;
- живий переріз решітки – 0,2–0,25 м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>;
- діаметр отворів – 4–8 мм;
- швидкість газів у отворах решітки – 6–10 м/с;
- швидкість газів у отворах при захлинанні – 10–17 м/с;
- питоме зрошення– 0,4–0,6 л/м<sup>3</sup>.

При очистці газів з запиленістю більш ніж 15–20 г/м<sup>3</sup>, в апараті встановлюють дві решітки.

Гідравлічний опір решітки з шаром піни визначається за формулою:

$$\Delta P = A^2 \cdot \rho_z \frac{\omega_z^2}{2 \cdot f_0^2} + \Delta P_\delta,$$

де  $A$  – допоміжний коефіцієнт;

$\rho_z$  – густина газу, кг/м<sup>3</sup>;

$\omega_z$  – швидкість газу, м/с;

$f_0$  – площа живого перерізу решітки;

$\Delta P_\delta$  – частка гідравлічного опору, обумовлена поверхневим натяжінням рідини, Па.

$$\Delta P_\delta = \frac{4\delta}{1,3d_0 + 0,08d_0^2},$$

де  $\delta$  – коефіцієнт поверхневого натяжіння, Н/м;

$d_0$  – діаметр отворів у решітці, мм.

Допоміжний коефіцієнт  $A$  визначають за формулою:

$$A = 38,8m^{0,7} \cdot Q_{жс}^{-0,57} \left( \frac{\rho_z}{\rho_{жс}} \right)^{0,35},$$

де  $Q_{жс}$  – щільність зрошення, м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>с.

Критична швидкість, при якій відбувається процес переходу від пінного режиму до хвильового, може бути визначена методом послідовного наближення за формулою:

$$\log \omega_{кр} = 1350 \frac{f_0^2 d_0}{A} + 0,154$$

У першому наближенні задається  $\omega_{кр} = 2-2,3$ .

Ефективність пиловловлювання визначають наступним чином: за допомогою кривих (рис. 2.13) визначають еталонні парціальні коефіцієнти очистки. Криві, наведені на графіку, отримані при швидкості газу в апараті під решіткою  $\omega = 2 \text{ м/с}$  і висоті шару піни на решітці  $H = 0,09 \text{ м}$ .

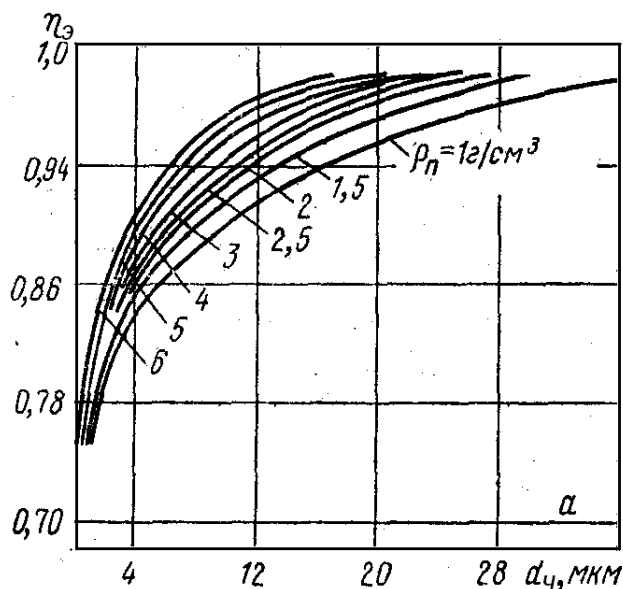


Рисунок 2.13 – Криві парціальної ефективності пінного апарату

Парціальні коефіцієнти очистки для апаратів з іншими параметрами  $\omega_2$  і  $H_n$  визначають за формулою

$$\eta = \eta_0 \left( \frac{\omega_2}{2} \right)^{0,036} \left( \frac{H}{0,09} \right)^{0,032}$$

де  $\eta_0$  – еталонний парціальний коефіцієнт очистки при  $\omega_r = 2 \text{ м/с}$  та  $H = 0,09 \text{ м}$ ;

$H$  – висота шару піни на решітці, м.



Загальна ефективність пиловловлювання  $\eta_o$  розраховується за формулою:

$$\eta_o = \frac{1}{2\pi} \int_{-\infty}^x e^{-t^2/2} dx = 1/2 \cdot [\Phi(x) + 1],$$

де  $x = \frac{\lg d_m / d_{50}}{\sqrt{\lg^2 \sigma_\eta + \lg^2 \sigma_\epsilon}};$   
 $t = \frac{\lg d_\epsilon / \lg d_m}{\lg \sigma_\epsilon}.$

Значення  $d_{50}$  знаходять як крапку, що відповідає  $\sigma_\eta = 50\%$  на графіку залежності  $\eta_n = f(d_\epsilon)$ .

$\lg \sigma_\eta$  знаходять зі співвідношення  $\lg \sigma_\eta = \lg d_{84.1} - \lg d_{50}$ .

$d_m$ ,  $\lg \sigma_\epsilon$ ,  $d_{50}$  и  $\lg \sigma_\eta$  – це параметри, що характеризують дисперсний склад часток і залежність  $\eta_n = f(d_\epsilon)$  для даного апарату.

Потрібно дотримуватись умови – логарифмічно нормальний розподіл часток за розмірами і розмірами парціальних коефіцієнтів очистки.

## 2.7 Бризгонос і сепарація крапель з газового потоку

Внаслідок заборони скиду забрудненої води до водойм, в мокрих газоочистках використовують зворотне водопостачання, при якому в системах використовується одна й та ж сама вода, що безперервно очищується та охолоджується.

Система зворотного водопостачання зазвичай містить у собі відстійник для осадження завислих домішок, пристрою для охолодження зворотної води, фільтри для очищення води, насоси для подавання охолодженої води до системи газоочистки (рис. 2.14).

Хімічна обробка води, якщо вона є необхідною, здійснюється зазвичай у відстійниках.

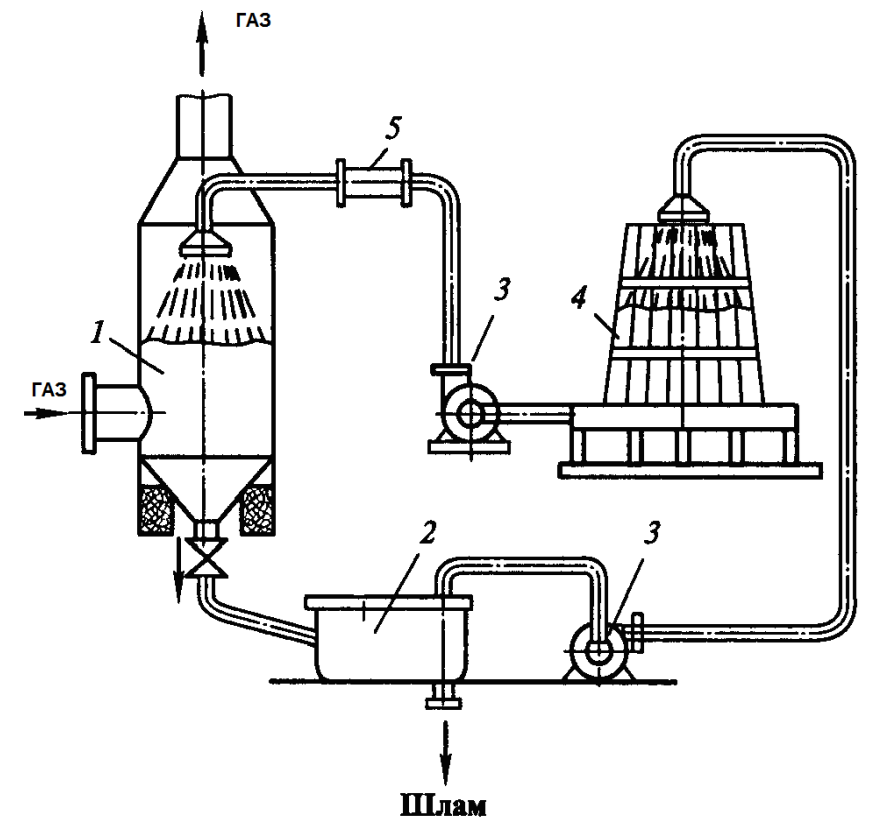


Рисунок 2.14 – Схема оборотного водопостачання:

1 – пиловловлювач; 2 – відстійник; 3 – насос; 4 – охолоджувач (градирня); 5 – фільтр для очистки води;

Гази, що виходять після очистки з мокрих пиловловлювачів, завжди містять деяку кількість вологи у вигляді крапель, завислих у газі.

Крапельний винос у газах є шкідливим, він викликає корозію обладнання і сприяє утворенню на різних ділянках газоходу відкладень, що порушують нормальну роботу установки. Тому майже кожний пиловловлюючий апарат мокрого типу обладнаний сепаратором вологи, тобто каплевловлювачем.

При вловлюванні крапель використовують інерційні методи вловлювання, стан полегшується тим, що розміри крапель води, що виносяться з мокрих пиловловлювачів, значно перевищують розмір дрібнодисперсної пилу. При осадженні краплі відразу агломеруються і відводяться з каплевловлювача у вигляді потоку рідини.

Для сепарації крапель із газів використовують наступні механізми оса-

дження: гравітаційний, інерційний, відцентровий.

Бризковловлюючі апарати можуть монтуватися в одному корпусі з пиловловлювачем (вбудовані) або у вигляді окремого апарату встановлюються за ним.

### 2.7.1 Гравітаційні каплевловлювачі

Гравітаційні каплевловлювачі являють собою осаджувальну камеру, в якій штучно зменшується швидкість газів. Усі краплі, час осадження яких менший або дорівнює часу їх перебування у осаджувальній камері, будуть видалені з газового потоку. Гравітаційні пиловловлювачі використовуються для вловлювання великих крапель при великих навантаженнях по рідині. Головний їх недолік – великі розміри.

### 2.7.2 Інерційні каплевловлювачі

Інерційні каплевловлювачі (ІК) являють собою ділянку газоходу, який заповнений спеціальною насадкою, в якості якої можуть бути використані:

- подрібнена порода, стружка, галька;
- пластини зигзагоподібного та хвилеподібного профілю;
- жалюзі, прутки, кутки.

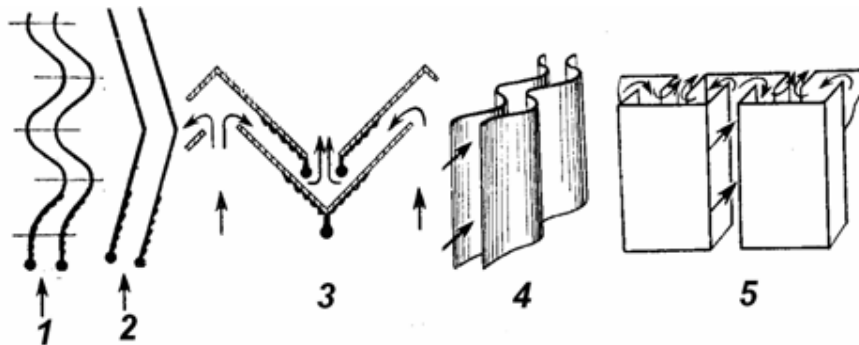


Рисунок 2.15 – Елементи сепараційних пристроїв інерційних каплевловлювачів:

- 1,2 – горизонтальні жалюзійні; 3 – куткові;
- 4 – вертикальні жалюзійні; 5 – швеллеркові.

Головний недолік ІК – можливість утворення відкладень пилю.

Ефективність ІК зростає зі зростанням швидкості газів до критичного значення швидкості  $\omega_{кр}$ . При швидкості газу більшу за критичну  $\omega_2 > \omega_{кр}$  відбувається різке зменшення ефективності сепарації із-за виникнення вторинного унесення, тобто настає «захливання» апарату.

Критичну швидкість визначають за формулою:

$$\omega_{кр} = K_c \sqrt{\frac{\rho_{жс} - \rho_2}{\rho_2}}, \text{ м/с,}$$

де  $K_c$  – коефіцієнт, який залежить від конструкції апарату;  $K = 0,1-0,3$ .

### 2.7.3 Відцентрові каплевловлювачі

Відцентрові каплевловлювачі (ВК) – отримали найбільше поширення серед каплевловлювачів. Головна перевага ВК – висока ефективність і менша здатність до утворення відкладень пилю.

Відцентрові каплевловлювачі можуть бути наступних типів:

а) колінний сепаратор:

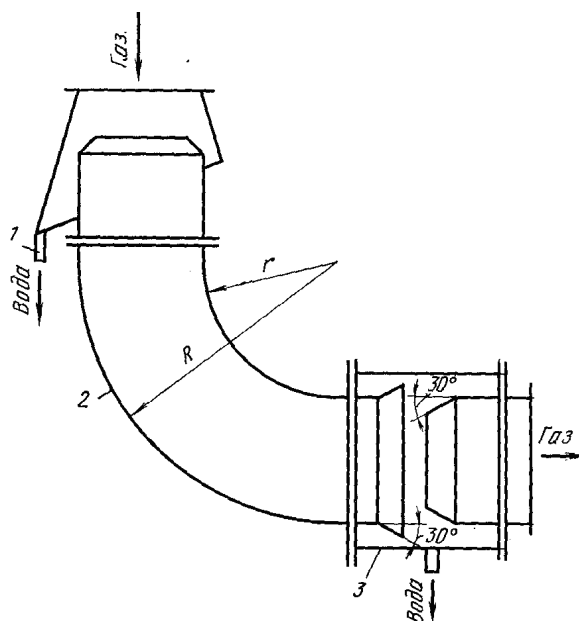


Рисунок 2.16 – Колінний сепаратор:

- 1 – спеціальний штуцер для відведення рідини; 2 – коліно;
- 3 – вузол відводу відсепарованої рідини (розрив каналу «коліна»)

Колінний сепаратор – це «коліно» прямокутного перерізу з співвідношенням  $R/r = 2$ . Спеціальний штуцер 1 слугує для відведення вловленої рідини з внутрішніх стінок підводящого газоходу. Вузол відводу відсепарованої в каплевловлювачі рідини 3 виконаний у вигляді розриву каналу «коліна» і являє собою два послідовно встановлених дифузори з кутом розкриття  $60^\circ$ .

Параметри, що досягаються у каплевловлювачі:

- швидкість газу – 10–18 м/с;
- гідравлічний опір – від 80 Па (при  $\omega_r = 10$  м/с ) до 1,5 кПа; (при  $\omega_r = 18$  м/с) і при  $m \leq 1,1$  л/м<sup>3</sup> практично не залежить від питомого зрошення.

Колінні каплевловлювачі зазвичай використовують у якості каплевловлювачів – розгрузників після труб Вентурі перед циклонами – каплевловлювачами.

б) циклон-каплевловлювач (ЦК):

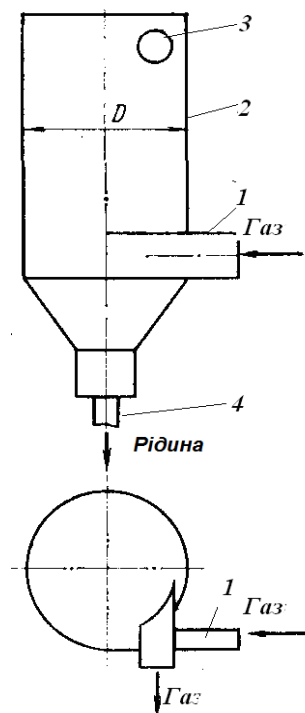


Рисунок 2.17 – Циклон-каплевловлювач:

1 – вхідний патрубок; 2 – корпус; 3 – вихідний патрубок; 4 – відвод рідини

Принцип дії ЦК заснований на використанні відцентрової сили для осадження крапель на стінку і відведення їх у вигляді потоку рідини через патру-

бок у конічному днищі. Відцентрова сила виникає у результаті тангенційного введення потоку газу до циліндричного корпусу апарату. замість тангенційного вводу може бути використаний лопатковий завихрювач.

Під час розрахунку циклона – каплевловлювача приймають:

- швидкість газів у підводящих та відводящих патрубках – 18–25 м/с;
- швидкість газів у циліндричному корпусі – 4,5–5,5 м/с;
- відношення висоти вхідного патрубка до ширини – 3:1;
- висота робочої частини апарату – 2–2,5  $D_{ц}$ . (рахувати від вісі вхідного патрубка);
- кінцевий вміст крапель у газах складає 6–100 мг/м<sup>3</sup>.

## 2.8 Обладнання для підведення та диспергування рідини

Використовують два види розпилюючих пристроїв:

- форсунки (для розпилення рідини);
- зрошувачі (для рівномірного розподілу зрошуючої рідини по перерізу).

У техніці газоочисток частіш за все використовують форсунки механічної і пневматичної дії. Форсунки механічної дії бувають відцентрового і струйного типу.

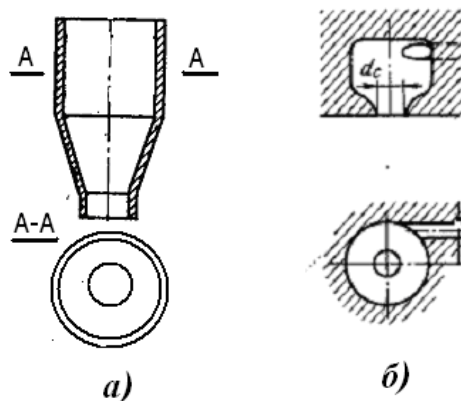


Рисунок 2.18 – Струйна (а) і відцентрова (б) форсунки

Факел розпилюємої рідини може бути:

- циліндричний;
- конічний (переріз – кільце): а) полий і б) заповнений
- віялоподібний (плаский) – в).

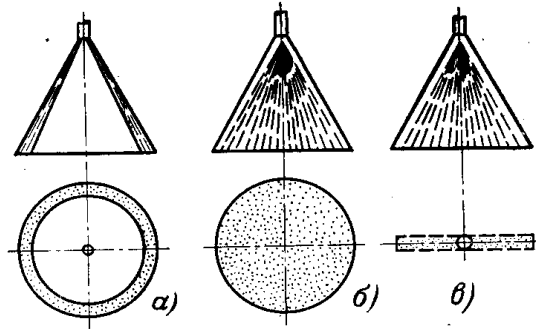


Рисунок 2.19 – Форми факела форсунок:

а) полий факел; б) заповнений факел; в) плаский факел

Об’ємна витрата рідини, що розпилюється форсункою, визначається за формулою:

$$Q_v = \frac{\pi d_c^2}{4} \xi \sqrt{\frac{P_v}{\rho_v}},$$

де  $d_c$  – діаметр сопла форсунки, м;

$P_v$  – тиск води перед форсункою, Па;

$\rho_v$  – густина води, кг/м<sup>3</sup>;

$\xi$  - коефіцієнт витрати (для струйних форсунок  $\xi = 0,75-0,98$ ; для відцентрових форсунок  $\xi = 0,2-0,3$ ).

Швидкість витоку рідини з сопла визначається за формулою:

$$\omega = \frac{4Q_v}{\pi d_c^2 \varphi},$$

де  $\varphi$  – коефіцієнт заповнення сопла (залежить від конструкції форсунки);

$Q_v$  – витрата рідини, м<sup>3</sup>/с.

Для більшості форсунок  $\varphi < 1,0$ . Це пояснюється стисканням струменю при витoku рідини для струйних форсунок і утворенням повітряного вихру для відцентрових.

Середній діаметр крапель  $d_k$ , що утворюються при розпилюванні рідини відцентровими форсунками, може бути у першому наближенні розрахований за формулою:

$$d_k / d_3 = 18,3 Re_3^{0,59} \quad (\text{для } Re_3 = 2280 - 18280),$$

де  $d_3$  – еквівалентний діаметр сопла, м;

$Re_3$  – число Рейнольдса, розраховане при умовній швидкості руху рідини у соплі  $\omega_3$ ;

$$Re_3 = \frac{\omega_3 d_3}{\nu_6},$$
$$\omega_3 = \sqrt{\frac{2 P_6}{\rho_6}},$$

$\nu_6$  – кінематична в'язкість води, м<sup>2</sup>/с.

Формула показує залежність  $d_k$  від конструкції форсунки. Дослідження показали, що при  $Re > 20000$  при збільшенні  $\omega$  і зменшенні  $\nu_6$ ,  $d_k$  не зменшується, тобто якість розпилення не покращується.

Розрахунок конструктивних параметрів форсунок є індивідуальним для кожної конструкції і побудований на емпіричних формулах.

У форсунках з пневматичним розпиленням потік рідини подрібнюється за рахунок змішування з високошвидкісним потоком газу або пари.

Рідина подається під невеликим тиском ( $P_6$  до  $0,4$  Па) або засмоктується за рахунок інжектуючої дії газового потоку.

Пневматичне розпилення забезпечує більш дрібні розміри крапель, але при цьому збільшуються енергозатрати і ускладнюється система підводу рідини.



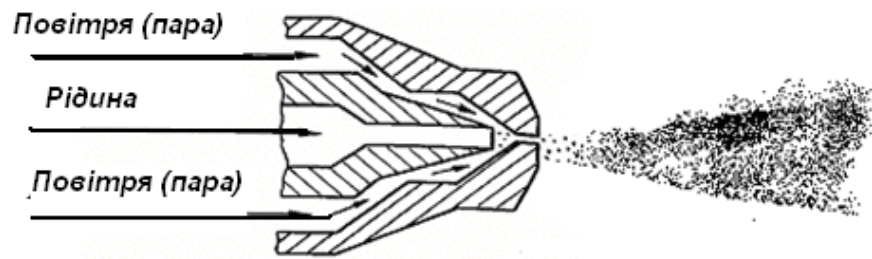


Рисунок 2.20– Схема пневматичної форсунки

Пневматичні форсунки характеризуються наступними параметрами:

- відношення масових витрат води і газу  $Q_g / Q_z = 0,3-5$ ;
- швидкість повітря у вихідному перерізі  $\omega_{нов} = 50-600$  м/с та більше;
- тиск стисненого повітря (пари)  $5-1000$  кПа.

## **3 ЗАСОБИ ЗНИЖЕННЯ НЕБЕЗПЕЧНОГО ЗАБРУДНЕННЯ АТМОСФЕРНОГО ПОВІТРЯ**

Складність процесів очистки технологічних і вентиляційних викидів від газо- і пароподібних домішок викликана наступним:

- висока запиленість викидів;
- висока температура;
- низька і змінна протягом часу концентрація шкідливих домішок;
- складний хімічний склад.

Методи очищення промислових викидів за характером протікання фізико-хімічних процесів поділяють на групи:

- абсорбція (фізична)– промивка викидів інертними розчинниками, що поглинають домішки. При фізичній абсорбції енергія взаємодії молекул газу і абсорбенту у розчині не перевищує 20 кДж/моль;

- хемосорбція – промивка викидів розчинниками-реагентами, що хімічно зв'язують домішки. Енергія взаємодії молекул розчиненого газу з активним компонентом абсорбенту – хемосорбентом – складає більш за 25 кДж/моль;

- адсорбція – поглинання газоподібних домішок твердими активними речовинами;

- термічна нейтралізація домішок шляхом спалювання;
- каталітична очистка газів;
- біохімічна очистка газів.

### **3.1 Методи сорбції**

#### **3.1.1 Абсорбція**

Спосіб абсорбції (фізична і хемосорбція) відноситься до «мокрих» методів очистки промислових викидів.

Головні переваги абсорбційних методів:

- економічність при очищенні великих обсягів газу;
- можливість реалізації безперервного процесу.

Головні недоліки:

- значне зниження температури газу, що погіршує умови розсіювання в атмосфері;
- складність обладнання – громіздка система рідинного зрошення.

Очистка газових викидів методом абсорбції полягає у поглинанні одного або декількох газових компонентів (абсорбтива) цієї суміші рідким поглиначем (абсорбентом) з утворенням розчину. Рушійною силою є градієнт концентрацій на межі фаз «газ – рідина». Розчинений у рідині компонент газоповітряної суміші (абсорбат) завдяки дифузії проникає у внутрішній шар абсорбенту.

Фактори, що визначають процес абсорбції:

- площа поверхні контакту фаз;
- турбулентність потоків;
- коефіцієнт дифузії;
- розчинність в абсорбенті компоненту, що видаляється.

Розчинність залежить від температури. Газ вважається добре розчинним, якщо за нормальних умов ( $t = 273^{\circ}\text{K}$ ,  $P = 101,3 \text{ кПа}$ ) розчинність досягає декількох сотень грамів на 1 кг абсорбенту.

Абсорбція супроводжується утворенням великої кількості рідких відходів (шламів), що можуть у подальшому перероблюватися (регенеруються) і пов'язані з десорбцією.

При здійсненні процесу абсорбційної очистки газу може виникнути необхідність у додатковому підведенні або відведенні тепла, підвищенні тиску газу, попередній очистці його від пилу.

Абсорбент повинний задовольняти наступним вимогам:

- висока здатність до поглинання по відношенню до компоненту, що вловлюється;
- легка регенерація при десорбції;

- висока селективність до компоненту, що вловлюється;
- невисока летючість;
- термохімічна стійкість;
- корозійна інертність до матеріалу апарату;
- низька вартість і доступність.

У якості абсорбентів використовують воду, різноманітні водні розчини і суспензії. Абсорбенти, що найбільш часто використовуються для очистки газів, наведені в таблиці 3.1

Таблиця 3.1 – Абсорбенти для очистки газів

Компоненти, що поглинаються	Абсорбенти
$N_2O_3$ , $NO_2$ , $N_2O_5$	Водні розчини і суспензії: $NOH$ , $Na_2CO_3$ , $KOH$ , $K_2CO_3$ , $Ca(OH)_2$ , $CaCO_3$
$NO$	Розчини $FeCl_2$ , $FeSO_4$
$SO_2$	Вода, водні розчини і суспензії: $Na_2SO_3$ , $NH_4OH$ , $Ca(OH)_2$ , $CaCO_3$
$CO$	Рідкий азот, мідноаміачні розчини $[Cu(NH_3)]_nCOCH$

Для організації контакту газу, що очищується, з абсорбентом можуть використовуватися апарати наступних типів:

- насадковий скруббер (колона);
- зрошувальний скруббер;
- барботажний пінний апарат.

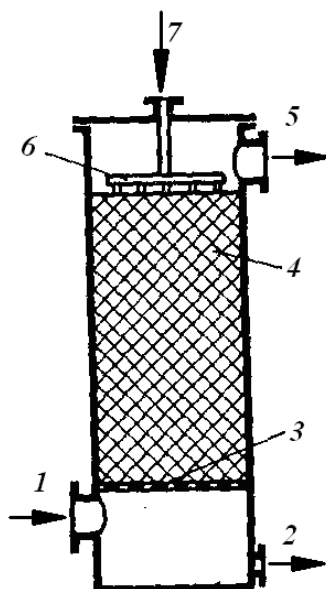


Рисунок 3.1 – Протivotоковий насадковий скрубєр:

1 – вхїд газу на очистку; 2 – вїдведення шламy; 3 – опорна рєшїтка; 4 – насадка; 5 – вихїд очищеного газу; 6 – зрошувач; 7 – пїдведення абсорбенту

Насадковї скрубєри – це колони, що заповнена тїлами рїзної форми. Насадку засипають у колону на опорну рєшїтку у безладї або укладають правильними рядами (регуляторна насадка).

Забруднений газ входить у нижню частину колони 1, проходить скрїзь шар насадки 4, де вїдбувається його очищення і видаляється їз колони через патрубок 5 у верхнїй частинї колони. У верхню частину колони через зрошувач 6 вводять абсорбент, а з нижньої частини колони 2 вїдводять вїдпрацьований розчин. Рїдину, що покидає абсорбєр, регенерують шляхом десорбування забруднюючої речовини, і повертають у процес або виводять у якостї вїдходу. Насадка 4, що укладена на газорозподїльчу рєшїтку 3, заповнює внутрїшню порожнину апарату і призначена для збїльшення поверхнї рїдини, що розтїкається по нїй у виглядї плївки.

Насадковї колони слїд використовувати при сумїщеннї процесїв уловлювання добре змочуваного пилу, охолодження газїв і абсорбцїї. Однак часте забивання насадки (особливо завантаженої накидом) при обробцї запилених газїв обмежує їх використання.

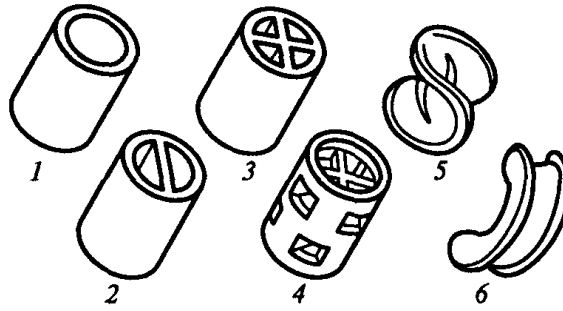


Рисунок 3.2 – Типи насадок:

1 – кільце Рашига; 2 – кільце з перетинкою; 3 – кільце с з хрестоподібною перетинкою; 4 – кільце Паля; 5 – сідло Бьорля; 6 – сідло Інталокс

У якості насадки використовують тіла (елементи) різної геометричної форми, які виготовляють з хімічно інертних матеріалів. Основними параметрами насадки є питома поверхня, вільний об'єм і еквівалентний діаметр.

Розрахунок скрубера полягає у визначенні об'єму поглинаючої рідини  $Q_a$ , поверхні контакту газу з рідиною  $F$  і параметрів допоміжної апаратури (ємності, насоси).

Об'ємна витрата поглинаючої рідини  $Q_a$  визначається з рівняння матеріального балансу абсорбера: вага компоненту, що поглинається ( $m$ ), видалена з очищеного газу, дорівнює вазі цього компоненту, що перейшла у рідину:

$$m = Q_g (y_1 - y_2) = Q_a (x_2 - x_1),$$

де  $Q_g$  – об'ємна витрата димового газу, м<sup>3</sup>/с;

$x_2, x_1$  – початкова і кінцева концентрації компонента, що поглинається, у поглинаючій рідині, г/м<sup>3</sup>;

$y_1, y_2$  – початкова і кінцева концентрації компонента, що поглинається, у газі, що очищується, г/м<sup>3</sup>.

Необхідна поверхня контакту фаз  $F$  визначається за формулою:

$$F = (10^3 m) / (K_a \Delta P_{cp}),$$

де  $K_a$  – коефіцієнт абсорбції (масопередачі), кг/(м<sup>2</sup> с Па);

$\Delta P_{cp}$  – середня рушійна сила абсорбції, Па.

$K_a$  характеризує швидкість розчинення газового компонента в рідині і визначається загальним опором дифузії цього компонента через газову і рідинну плівки.

Для добре розчинних газів значення  $K_a$  знаходять за формулою:

$$K_a = \frac{53,7 * 10^6 M \omega^{0,75} (0,0011T - 0,18)^{0,25}}{(13,7 + \sqrt{\omega}) d_s^{0,25}}$$

де  $M$  – молярна вага компонента, що поглинається, кг;

$\omega$  – швидкість газу у вільному перетині скрубера, м/с;

$T$  – температура газу, °К;

$d_s$  – еквівалентний діаметр насадки, м.

Рушійна сила абсорбції дорівнює різниці парціальних тисків поглинаємого компонента і рівновісного парціального тиску цього компонента над поглинаючою рідиною і визначається за формулою:

$$\Delta P_{cp} = \frac{(P_z^I - P_{жс}^I) - (P_z^{II} - P_{жс}^{II})}{\ln \left[ \frac{(P_z^I - P_{жс}^I)}{(P_z^{II} - P_{жс}^{II})} \right]},$$

де  $P_z^I, P_z^{II}$  – парціальний тиск поглинаємого компонента в газовій фазі відповідно на вході та виході з апарату, Па;

$P_{жс}^I, P_{жс}^{II}$  – парціальний рівновісний тиск компонента, що поглинається, відповідно над рідиною на вході та виході з апарату, Па.

### 3.1.2 Хемосорбція

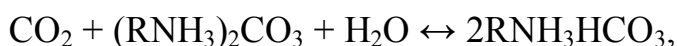
Хемосорбція заснована на поглинанні газів та парів твердими або рідкими поглиначами з утворенням малолетких і малорозчинних хімічних сполук. При хемосорбції молекули розчиненого газу реагують з активним компонентом абсорбента – хемосорбентом. Здатність до поглинання хемосорбента майже не залежить від тиску, тому хемосорбція є більш вигідною за умови невеликих концентрацій домішок у відходящому газі.

Більшість реакцій, що протікають при хемосорбції, є екзотермічними і

оборотними. Тому при підвищенні температури речовина, що утворилася у розчині, розкладається з виділенням вихідних компонентів. На цьому заснований механізм десорбції (регенерації хемосорбента).

Хемосорбція використовується при очистці від:

а)  $\text{CO}_2$  – розчинами етаноламінів: кінцевий продукт – карбонат і бікарбонат моноетаноламонія:



де  $R = \text{OHCH}_2\text{CH}_2$ .

б)  $\text{CO}_2$  – розчинами карбонатів ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{K}_2\text{CO}_3$ ):



Процес хемосорбції реалізується у насадкових колонах, пінних і барботажних скруберах, розпилюючих апаратах типу скруберів Вентурі і в апаратах з механічними розпилювачами.

Широке розповсюдження отримали апарати з рухливою насадкою, що характеризуються великою пропускною здатністю, низьким гідравлічним опором і високою ефективністю.

В цих апаратах уловлювання пилу відбувається у шарі рухливої насадки. Елементи насадки рухаються у всіх напрямках з високою швидкістю, розбивають вихори газової фази на багато невеликих вихрів та струмків. В результаті зростає міжфазна поверхня, час контакту фаз, з'являється можливість роботи апарату при більш високих швидкостях.

Для створення сильнотурбулізованих газорідних систем у апаратах з рухливою насадкою розроблені різні види насадок. Головним чином використовують насадкові тіла у вигляді порожнистих і суцільних шарів внаслідок більшої рухливості і кращої обтічності. Матеріалом насадки є гума, пластмаса і інші матеріали, щільність яких є меншою за щільність води.



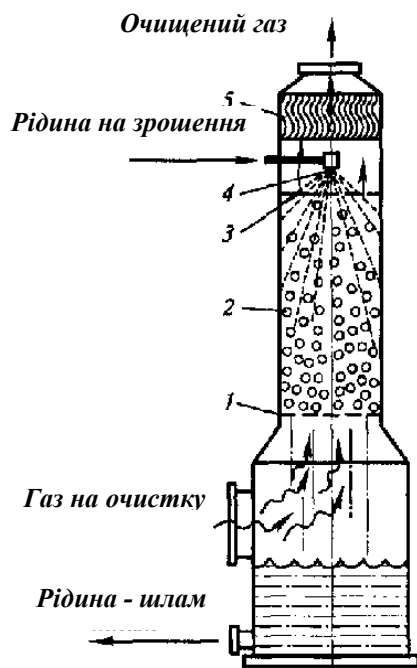


Рисунок 3.3 – Апарат рухливою насадкою:

- 1 – опорна тарілка; 2 – шарова насадка; 3 – відзеркалююча тарілка;  
4 – зрошувач; 5 – бризковловлювач

### 3.1.3 Адсорбція

Метод адсорбції заснований на фізичних властивостях деяких твердих тіл з ультрамікроскопічною структурою селективно витягати і концентрувати на своїй поверхні окремі компоненти з газової суміші.

Адсорбцію поділяють на:

- фізичну адсорбцію;
- хемосорбцію.

При фізичній адсорбції молекули газу прилипають до поверхні твердого тіла під дією міжмолекулярних сил притягіння.

Теплота, що вивільняється при цьому, залежить від сил притягіння і за порядком співпадає з розміром теплоти конденсації парів.

Перевага фізичної адсорбції – зворотність процесу. При збільшенні температури або зменшенні тиску адсорбата поглинутий газ легко десорбується без зміни хімічного складу.

В основі процесу хемосорбції покладена хімічна взаємодія між адсорбентом і адсорбуємою речовиною. Діючі при цьому сили зчеплення значно більші, ніж при фізичній адсорбції. Теплота, що при цьому вивільняється, також більша і за порядком співпадає з теплою реакції. Процес хемосорбції, як правило, є незворотнім, тому що при десорбції змінюється хімічний склад адсорбата.

В якості адсорбента використовують речовини, що мають велику питому площу поверхні (наприклад – питома поверхня активованого вугілля складає  $10^5 - 10^6$  м<sup>2</sup>/кг).

Метод адсорбції використовують у разі:

- видалення парів розчинників і органічних смол, ефіру, ацетону в процесі фарбування, виробництва склотканин і скловолокна, нітроцелюлози;
- очистка вихлопних газів автомобілів;
- видалення ядовитих компонентів, що викидаються в атмосферу через лабораторні витяжні шафи;
- видалення радіоактивних газів при експлуатації ядерних реакторів.

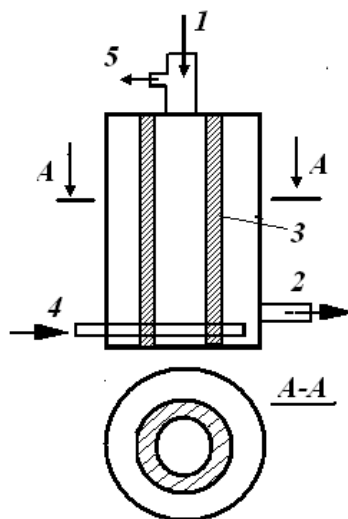


Рисунок 3.4 – Схема адсорбера:

1 – вхід газу на очистку; 2 – вихід очищеного газу; 3 – шар адсорбуючої речовини; 4 – підвод водяної пари при десорбції; 5 – вихід відпрацьованої пари десорбції

Адсорбери виконують у вигляді вертикальних, горизонтальних або кільцеподібних ємностей, що заповнюють пористим адсорбентом, через який фільтрується потік очищеного газу. Шар адсорбенту може бути нерухомим або рухоючимся.

Найбільш поширеними є адсорбери з нерухомим адсорбентом періодичної дії, у яких період контактування очищуваного газу з твердим адсорбентом чергуються з періодом його регенерації. Вони вирізняються простотою конструкції. Їх *недоліками* є:

- велика металоємність і габарити внаслідок малих швидкостей газу ( $\omega = 0,15\text{--}0,5$  м/с);
- великі енергетичні витрати, пов'язані з подоланням гідравлічного опору шару адсорбенту.

Основний параметр адсорбенту – адсорбційна здатність за вилученим компонентом – вага речовини, поглинена одиницею ваги адсорбенту. Адсорбційна здатність залежить від:

- концентрації адсорбуємої речовини (парціального тиску газу);
- площі поверхні контакту;
- температури;
- наявності інших домішок.

Адсорбційну здатність визначають за ізотермами адсорбції.

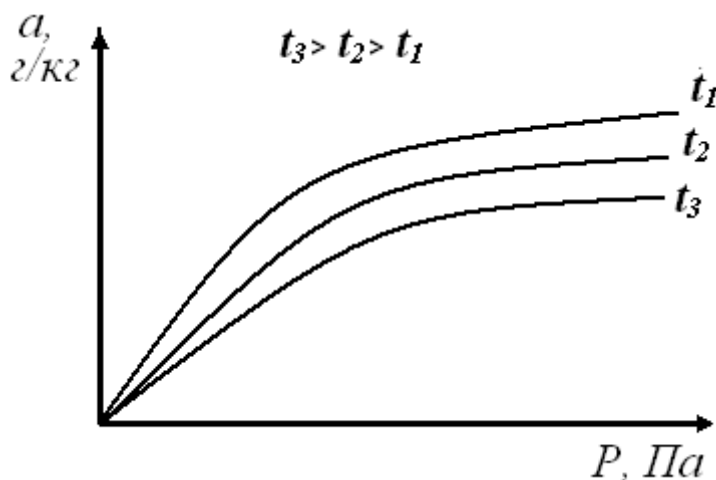


Рисунок 3.5 – Ізотерми сорбції адсорбенту

Із збільшенням температури відбувається зниження адсорбційної здатності активованого вугілля. На цій властивості адсорбентів заснований процес їх регенерації. Регенерацію здійснюють шляхом нагрівання насиченого адсорбенту гарячою парою або газом.

При розрахуванні і проектуванні адсорбера використовують наступні вихідні данні:

- об'ємна витрата очищуємого газу  $Q$ , м<sup>3</sup>/с;
- концентрація видаляємої домішки  $C_o$ , мг/м<sup>3</sup>;
- тиск очищуємого газу,  $P$ , Па.

Мінімально необхідну масу адсорбенту ( $m$ , кг) визначають з рівняння матеріального балансу з вловлюємого компоненту:

$$m a_{\infty} = K_3 C_o Q \tau ,$$

де  $Q$  – витрата газу;

$C_o$  – концентрація вловлюємого компоненту , мг/м<sup>3</sup>;

$\tau$  – час процесу адсорбції;

$K_3$  – коефіцієнт запасу,  $K_3=1,1 - 1,2$ ;

$a_{\infty}$  – статична поглинальна здатність, мг/кг.

Вагу адсорбенту  $m$  можна відобразити через характеристики шару адсорбенту (Рис. 3.5):

$$m = \rho_n V = [\rho l \pi (D_n^2 - D_{вн}^2)]/4,$$

де  $\rho_n$  – насипна щільність адсорбенту, кг/м<sup>3</sup>;

$l, D_n, D_{вн}$  – висота, зовнішній і внутрішній діаметри кільцевого шару адсорбенту, м.

Висота шару адсорбенту дорівнює:

$$l = 4m / [\pi \rho (D_n^2 - D_{вн}^2)] ,$$

Витрата газу дорівнює:

$$Q = W_{\phi} F = \omega \varepsilon (\pi D_{вн} l).$$

Звідси:

$$D_{\text{вн}} = W_{\text{ф}} F / (\pi \omega \varepsilon l) = Q / (\pi \omega \varepsilon l),$$

де  $W_{\text{ф}}$  – швидкість фільтрації газів, м/с;

$\omega$  – фактична швидкість газів у шарі адсорбенту, м/с;

$\varepsilon$  – пористість шару адсорбенту

$$\varepsilon = (\rho_{\text{у}} - \rho_{\text{н}}) / \rho_{\text{к}},$$

де  $\rho_{\text{к}}$  – удавана щільність адсорбенту, кг/м<sup>3</sup>.

Різновидом адсорбційної очистки є іонообмінна очистка газів. На відміну від традиційних сорбентів, іоніти мають комплексні властивості адсорбентів, абсорбентів і хемосорбентів.

### 3.2 Термічне очищення газів

В основі термоокислювальної очистки або вогняного знешкодження газоподібних відходів знаходиться реакція окислення токсичних речовин, що містяться у них, головним чином органічного походження.

Головні переваги цього методу:

- універсальність у відношенні домішок різного виду;
- можливість використання у тому разі, коли очистка іншими методами є складною;
- можливість повної автоматизації процесу;
- компактність обладнання;
- можливість рекуперації тепла.

Недоліки методу:

- необхідність підтримувати високу температуру (більш за 700–800°C);
- економічна доцільність тільки при легкій окислюваності вловлюємих компонентів;
- обмеження галузі використання характером утворюваних продуктів згоряння (при згорянні сірко- і фосформістких домішок токсичність продуктів згоряння вища, ніж у вихідних речовин).

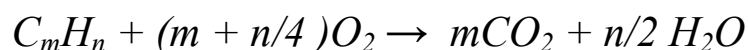
Спалювання є економічно доцільним у тих випадках, коли гази, що відходять, забезпечують підведення значної частки енергії (не менш 50 %), необхідної для здійснення процесу.

Якщо концентрація видаляємих домішок є великою і знаходиться у області запалення, то після первісного підпалювання реакційної суміші буде протікати процес самоокислення. При незараженні викидів, що містять незначну кількість кисню, для підтримування процесу окислення можливо добавляння атмосферного повітря.

Якщо концентрація видаляємої домішки є незначною, для підтримання процесу горіння може подаватися природний газ або інше висококалорійне паливо.

Одна з проблем, пов'язаних з спалюванням, виникає при досягненні температури полум'я 1300 °С і більше. При цьому починається процес інтенсивного утворення  $NO_x$  і процес спалювання, що незаражує забруднюючі речовини одного типу, стає джерелом викидів забруднюючих речовин іншого типу.

Для вуглеводнів реакція окислення має вигляд:



Процес спалювання домішок здійснюється на факелі або в камері.

Факел – це відкритий пальник, спрямований вертикально вгору. Факел використовують для спалювання горючих токсичних відходів, що погано піддаються іншим видам обробки.

Головні вимоги, що пред'являються до камери спалювання домішок – високий ступінь турбулентності газового потоку, забезпечення часу перебування більш за 0,2–0,7 с. Типовий приклад використання – додаткове допалювання пари розчинників – відходів лакофарбувальних цехів.

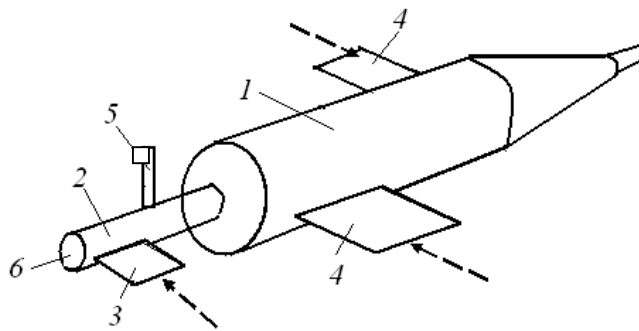


Рисунок 3.6 – Камера спалювання:

1 – циліндрична топка; 2 – газовий пальник; 3 – тангенційна подача газу в пальник; 4 – тангенційна подача газу в топку; 5 – подача газу в пальник; 6 – подача атмосферного повітря в горілку

Камера спалювання – це циліндрична топка 1, скомпонована з газовим пальником 2. Забруднені органічними домішками газу поступають через тангенційні канали 3 та 4 у пальник і в топку. Природний газ подається в пальник по трубці 1. Атмосферне повітря подається у пальник по центральній трубці 6 тільки у тому разі, якщо вміст кисню у знезаражуємому газі менш за 15%.

Подібна камера спалювання забезпечує:

- ступінь очистки – 90–99%;
- час перебування викидів у високотемпературній зоні  $\geq 0,5$  с;
- температура в камері: а) при спалюванні вуглеводнів 500–650°C; б) при спалюванні окису вуглецю 660–750 °C.

### 3.3 Каталітична очистка

Каталітична очистка газів полягає у перетворенні токсичних компонентів промислових викидів у речовини нешкідливі або менш шкідливі шляхом введення в систему додаткових речовин – каталізаторів. Каталізатор, реагуючи з однією з реагуючих сполук, утворює проміжну речовину, яка розпадається з утворенням продукту регенованого каталізатору.

Переваги методу:

- висока швидкість протікання процесу, що дозволяє скоротити розміри реактора;
- реалізація процесу при більш низьких температурах (300oC), ніж при спалюванні.

Недоліки методу:

- проблема активності і довголіття каталізатора (активність характеризується кількістю продукту, отриманого з одиниці обсягу каталізатора в одиницю часу);
- засмічення каталізатора твердими частками, що містяться зазвичай в газі, що очищується;
- можливість отруєння каталізатора декількома газоподібними домішками, що містяться у викидах.

Методи підбору каталізаторів базуються на основі емпіричних або напівемпіричних засобів.

Для здійснення каталітичного процесу необхідні невеликі кількості каталізатору, розташованого таким чином, щоб забезпечити максимальну поверхню контакту з газовим потоком. Шар каталізатору повинен створювати відносно низький перепад тиску, бути довговічним.

У більшості випадків каталізаторами можуть бути такі метали, як платина, паладій та їх сполуки, а також окиси міді та марганцю.

Каталітична маса зазвичай виконується у формі шарів, кілець, пластин або проволоки, що скручена у спіраль (з ніхрому, нікелю, окису алюмінію) з нанесеним на їх поверхню тонким шаром каталізатора.

Істотний вплив на швидкість каталітичного процесу здійснює температура газу. Температура, необхідна для початку каталітичної реакції (температура спалювання) залежить від домішок, які знезаражуються і типу каталізатора, що використовується (табл. 3.2).



Таблиця 3.2 – Температура спалювання каталізаторів при каталітичному окисленні

Забруднююча речовина в очищуємих газах	Температура каталітичного окислення, °С
Альдегіди, антрацени, пари олії, вуглеводні	320 – 370
Водень, окис вуглецю, метан, вуглець	650 – 980
Окис вуглецю, вуглеводні	340 – 450
Парафіни, пари олій	320 – 70
Водень, метан, окис вуглецю, формальдегід	340
Розчинники, смоли	260 – 400
Фенол	320 – 430
Малеїнова та фталева кислоти, нафтахінони, окис вуглецю, формальдегід	320 – 340
Вуглеводні	260 – 650

Каталітична очистка використовується для вловлювання із газів органічних сполук, окису вуглецю, видалення неприємних запахів біологічного походження, в газоочистках систем нанесення лакових покриттів, очищення викидів автомобілів.

Головні вимоги до каталітичних реакторів:

- висока виробнича здатність;
- економічність у виготовленні та експлуатації;
- можливість автоматизації;
- наявність пристроїв підігрівання газу і рекуперації тепла.

За способом контакту газів з каталізатором, апарати поділяють на три групи: а) реактори з фільтруючим шаром каталізатора; б) реактори з завислим (киплячим) шаром каталізатора, в) реактори з пилоподібним каталізатором (рис. 3.7 – 3.9).

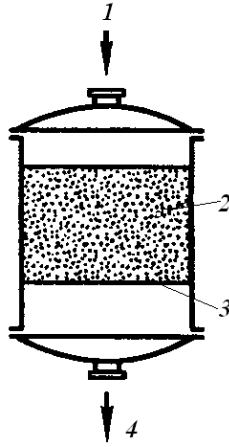


Рисунок 3.7 – Реактор з фільтруючим шаром:

- 1 – вхід газу на очистку; 2 – нерухомий шар каталізатора;  
3 – перфоровані ґрати; 4 – вихід очищеного газу

Каталітичні реактори з фільтруючим шаром в залежності від функціонального призначення можуть мати декілька варіантів конструкційного оформлення. Найбільш перспективними є апарати, у яких в одному корпусі розташовані підігрівач, контактний вузол (каталізатор) і рекуператор тепла (рис.7.9).

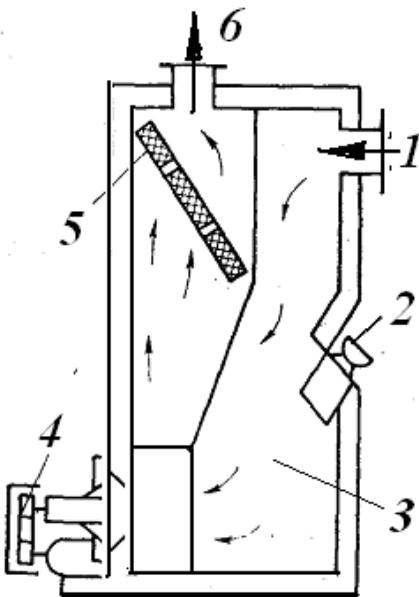


Рисунок 3.8 – Каталітичний реактор без теплообміну:

- 1 – вхід газу на очистку;  
2 – пальник; 3 – підігрівач;  
4 – вентилятор; 5 – касета з каталізатором; 6 – вихід очищеного газу

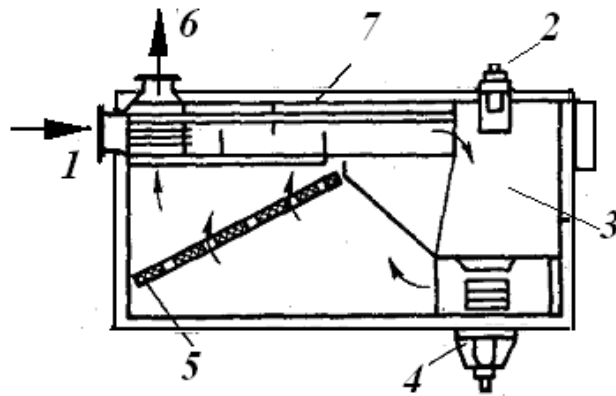


Рисунок 3.9 – Каталітичний реактор з внутрішнім теплообміном:

- 1 – вхід газу на очистку; 2 – пальник;  
3 – підігрівач; 4 – вентилятор;  
5 – касета з каталізатором; 6 – вихід очищеного газу; 7 – рекуператор

Повітря, що містить шкідливі домішки, спрямовують у теплообмінник – рекуператор 7, звідки від поступає в підігрівач 3. Продукти згоряння природного газу, що спалюється у пальнику 2, підігрівають повітря, що очищується, до необхідної температури, що забезпечує оптимальну швидкість окислення шкідливої домішки на поверхні каталізатора 5. Суміш повітря і продуктів згоряння проходить через теплообмінник – рекуператор 7, де віддає своє тепло газам, що подаються на очистку, і через патрубок 6 викидається в атмосферу.

Перевага апаратів з фільтруючим шаром – це простота конструкції. До недоліків слід віднести: наявність ділянок, що погано омиваються газом у місцях дотику гранул каталізатора, відсутність теплообміну, а також можливість забруднення каталізатора твердими частками.

Переваги ректорів з киплячим шаром – гарна теплопровідність шару, можливість механізації процесу завантаження – розвантаження каталізатору, відсутність локальних перегрівів у шарі каталізатору, можливість використання дрібних зерен. Однак до каталізатору пред'являються підвищені вимоги до міцності, тому що у завислому шарі йде інтенсивне стирання та унесення пиловидного каталізатора.

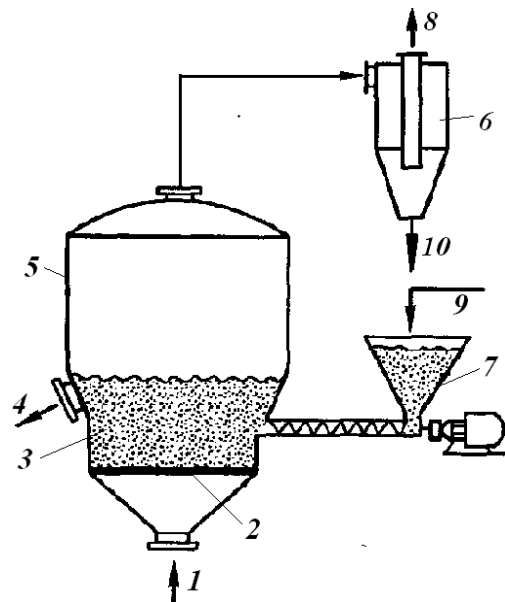


Рисунок 3.10 – Реактор з киплячим шаром каталізатора:

- 1 – вхід газу на очистку; 2 – газорозподільна решітка; 3 – киплячий шар каталізатора; 4 – вивід відпрацьованого каталізатора; 5 – циліндричний корпус;  
 6 – циклон; 7 – шнековий пристрій; 8 – вихід очищеного газу;  
 9 – ввід свіжого каталізатора; 10 – повертання вловленого каталізатора

В реакторах з пилоподібним каталізатором (рис. 3.11) подрібнений каталізатор розпилюється у робочу частину за допомогою спеціальних сопел. Реакція протікає у час знаходження часток каталізатора у польоті. При цьому відбувається більш повне використання реакційного об'єму апарату.

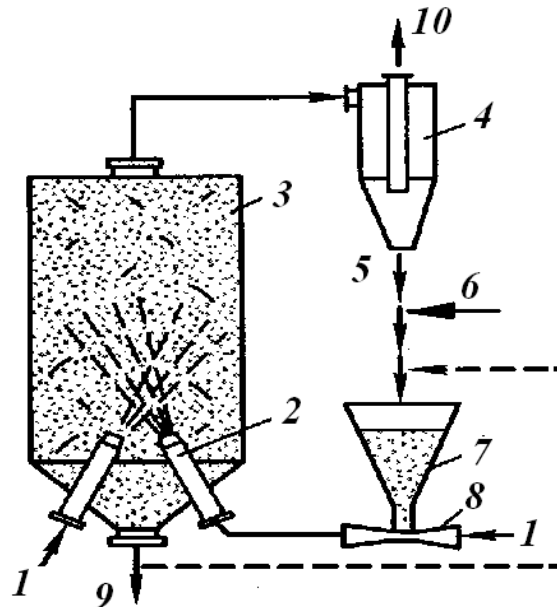


Рисунок 3.11 – Реактор з пилоподібним каталізатором:

- 1 – вхід газу на очистку; 2 – сопло; 3 – циліндричний корпус; 4 – циклон;
- 5 – повертання вловленого каталізатору; 6 – вхід свіжого каталізатора;
- 7 – бункер; 8 – ежектор; 9 – виведення відпрацьованого каталізатору;
- 10 – вихід очищеного газу

### 3.4 Біохімічна очистка

В нашій країні біохімічна очистка газів доки не отримала використання у промисловості. Однак у Німеччині, Франції, Японії і інших країнах у промисловості вдало експлуатують сотні таких установок.

Біохімічну очистку використовують для дезодорації повітря, видалення з газів домішок аміаку, формальдегіду, фенолу і сполук сірки і азоту.

Біохімічні методи використовують для очистки газів постійного складу. При частих змінах складу газу мікроорганізми не встигають адаптуватися до

нових речовин і виробляють недостатню кількість ферментів.

Високий ефект газоочистки досягається за умови, що швидкість біохімічного окислення вловлених речовин більше за швидкість їх надходження із газової фази.

Існує дві групи апаратів біохімічної очистки газів: біоскрубери та біофільтри.

Біоскрубери – це сорбційні апарати, в яких рідиною для зрошування виступає водна суспензія активного мулу. Шкідливі речовини, що містяться у забрудненому газі, вловлюються зрошуючою рідиною і розкладаються мікроорганізмами активного мулу. Оскільки біологічні процеси протікають з невеликою швидкістю, для забезпечення процесу в газоочистці потрібна досить об'ємна проміжна ємність.

В біофільтрах очищуєміий газ пропускають через шар фільтра-насадки, що зрошується водою для створення необхідної вологості, яка є достатньою для підтримання життєдіяльності мікроорганізмів. У якості насадки використовують ґрунт, торф, компост і інші природні або штучні матеріали.

Ефективна очистка в біофільтрах забезпечується за наступних умов:

$$- \frac{БПК}{ХПК} \geq 0,5 \quad \frac{\text{(біологічна потреба у кисні)}}{\text{(хімічна потреба у кисні при окисненні до } CO_2 \text{ и } H_2O)}$$

- рівномірний розподіл повітря по всій поверхні фільтру;
- волога фільтруючого шару 20–50%;
- температура 25–35°C, рН = 6,5–8,5.

### 3.5 Зниження токсичних викидів від автотранспорту

До головних токсичних викидів автомобіля відносяться відпрацьовані гази, картерні гази і паливні випаровування. Відпрацьовані гази, що викидаються двигуном, містять окис вуглецю (CO), вуглеводні ( $C_mH_n$ ), окиси азоту ( $NO_x$ ). бенз(а)пірен, альдегіди і сажу.

Картерні гази – це суміш частини відпрацьованих газів, яка поступає внаслідок поганої щільності поршневих кілець в картер двигуна, з парами моторного мастила. Паливні випаровування поступають у доквілля з системи живлення двигуна: стиків, шлангів та ін. Розподіл головних компонентів викидів у карбюраторного двигуна наступний:

- відпрацьовані гази – 95% CO, 55%  $C_mH_n$  та 98%  $NO_x$ ;
- картерні гази – 5% CO, 5%  $C_mH_n$ , 2%  $NO_x$ ;
- випари палива – до 40%  $C_mH_n$ .

Підвищення екологічних показників автомобіля можливе за рахунок наступних заходів:

- підвищення економічності двигуна і автомобіля;
- заміна бензинових двигунів на дизельні;
- переведення двигунів на використання альтернативних видів палива;
- вдосконалення режиму роботи і технічного обслуговування;
- використання нейтралізаторів.

Підвищення економічності двигунів досягається головним чином за рахунок вдосконалення процесу спалювання палива:

- пошарове спалювання палива;
- використання підігріву і випаровування у впускному тракті;
- використання електронного запалювання.

Підвищення економічності автомобіля досягається за рахунок:

- зниження ваги автомобіля;
- поліпшення аеродинамічних показників кузова;
- зниження опору повітряних фільтрів та глушників;

– зниження ваги палива та інструментів, що перевозяться.

Дизельний двигун має при аналогічній потужності витрату палива на 20–30 % меншу за карбюраторний ДВС.

Економічні переваги у порівнянні з бензиновими мають двигуни, що працюють на природному газі. При цьому викиди CO зменшуються на 40 %, викиди NO<sub>x</sub> на 26 %. Однак подібна заміна палива зменшує вантажну здатність і запас ходу: падіння потужності двигуна при зміні бензину на пропан складає 6 %, на метан – 11 %.

Склад відпрацьованих газів двигунів, що використовують бензин і дизпаливо, наведений у таблиці 3.3.

Таблиця 3.3 – Склад відпрацьованих газів двигуна

Компоненти	Вміст токсичного компоненту у ВГ ДВЗ			
	Карбюраторні		Дизельні	
	%	кг /1000л палива	%	кг /1000л палива
CO	0,5–12,0	до 200	0,01–0,5	до 25
NO <sub>x</sub>	до 0,8	20	до 0,5	36
CmHn	0,2–3,0	25	0,009–0,5	8
Бенз(а)пирен	–	до 10 мкг/м <sup>3</sup>	–	–
Альдегіди	до 0,2 мг/л	–	0,001–0,09 мг/л	–
Сажа	до 0,04 г/м <sup>3</sup>	1	0,01–1,1г/м <sup>3</sup>	3

Нейтралізатор – це додатковий пристрій у випускній системі двигуна для зменшення токсичності відпрацьованих газів.

Нейтралізатори можуть бути рідинні, каталітичні та фільтри.

Принцип дії рідинних нейтралізаторів заснований на розчиненні або хімічній взаємодії токсичних компонентів при пропусканні їх через рідину визначеного складу.

Варіант схеми рідинного нейтралізатора наведений на рисунку 3.12

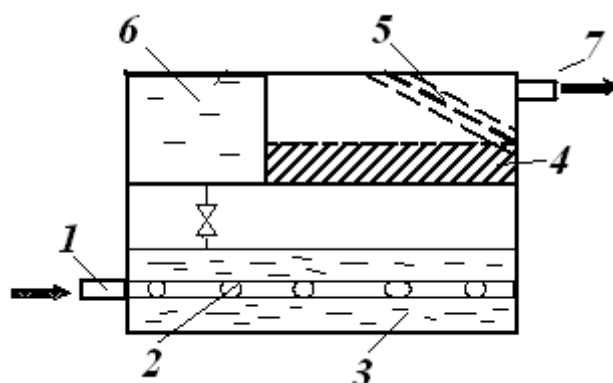


Рисунок 3.12 – Схема рідинного нейтралізатора:

1 – вхід відпрацьованих газів; 2 – колектор; 3 – робоча рідина; 4 – фільтр;  
5 – сепаратор; 6 – ємність з робочою рідиною; 7 – вихід очищеного газу

Відпрацьовані гази поступають в нейтралізатор по трубі 1 і через колектор 2 поступають в бак 3, де реагують з робочою рідиною. Очищені гази проходять через фільтр 4, сепаратор 5 і викидаються в атмосферу. По мірі випаровування рідина доливається у робочий бак 3 з ємності 6.

Пропускання відпрацьованих газів дизелів через воду призводить до зменшення запаху, альдегиди поглинаються з ефективністю 0,5, ефективність очистки від сажі досягає 0,6–0,8.

Недоліки рідинних нейтралізаторів:

- необхідність частої зміни робочого розчину;
- велика маса і габарити;
- неефективність вловлювання  $\text{NO}_x$  (до 30 %);
- великі втрати рідини від випаровування.

МАЗ нейтралізатор, що використовується для дизельних самосвалів, являє собою металеву зварену конструкцію прямокутної форми висотою 530 мм, шириною – 600 мм, містить у баці 55 літрів робочого розчину.



Каталітична нейтралізація відпрацьованих газів ДВЗ на поверхні твердого каталізатора відбувається за рахунок хімічної трансформації (реакцій окиснення і відновлення) в результаті яких утворюються нешкідливі або менш шкідливі для навколишнього середовища і здоров'я людини сполуки.

Найбільш поширеними є каталізатори з благородних металів: платини, паладію, рутенію, родію. Ці каталізатори характеризуються гарною селективністю, низькою температурою початку ефективної роботи, достатньою температуростійкістю, довго тривалістю, стійкою роботою при високих швидкостях газового потоку.

Головний недолік – висока вартість.

Іноді використовують каталізатори на основі міді, хрому та кобальту. Ці каталізатори менш довготривалі, їх ефективність значно нижча.

Для нейтралізації у відпрацьованих газах  $\text{NO}_x$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{C}_m\text{H}_n$  використовують двоступеневий каталітичний нейтралізатор:

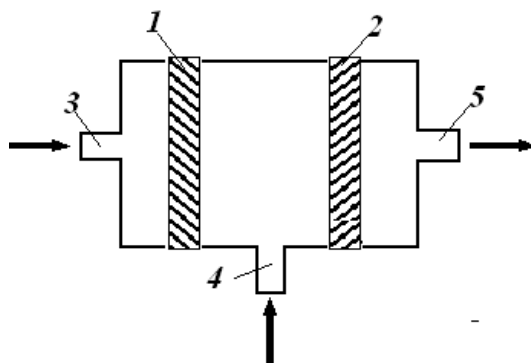
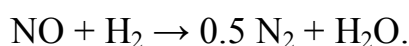
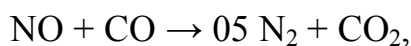


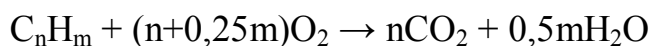
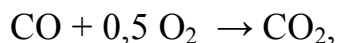
Рисунок 3.13 – Схема рідинного нейтралізатора:

1 – відновлюючий нейтралізатор; 2 – окиснючий нейтралізатор; 3 – патрубок подавання відпрацьованих газів; 4 – патрубок подавання повітря на окиснення; 5 – патрубок виходу очищених газів

Двоступеневий каталітичний нейтралізатор складається з послідовно з'єднаних відновлюючого (1) і окислюючого (2) нейтралізаторів. Відпрацьовані газу через патрубок 3 поступають на відновлюючий каталізатор 1, де проходить нейтралізація окисів азоту:



Після відновлюючого каталізатора до відпрацьованих газів для створення окислюючого середовища через патрубок 4 підводиться атмосферне повітря. На окислюючому каталізаторі відбувається нейтралізація продуктів неповного згоряння:



Нейтралізатори, що нині існують, знижують концентрацію CO і  $\text{C}_m\text{H}_n$  на 70–90 % і 50–85 % відповідно.

Каталітичний нейтралізатор для автобуса має наступні параметри:

- об'єм реактора – 2.5 дм<sup>3</sup>;
- габарити, м – 0.55×0.30×0.25;
- вага – 15 кг.

Для вловлювання часток сажі з відпрацьованих газів дизельних двигунів використовують сажеві фільтри.

Фільтр – це сотоподібна конструкція з вічками прямокутної форми. Матеріал фільтру – пористий кордієрит – має достатню механічну міцність, стійкість до агресивних хімічних речовин, опір до оплавлення і утворення тріщин при теплових впливах.

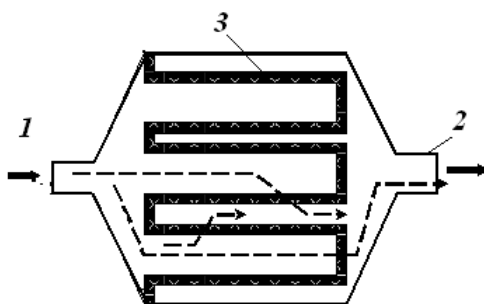


Рисунок 3.14 – Схема сажевого фільтру:

1 – вхід газів; 2 – вихід газів; 3 – фільтруючий матеріал

Частки, що накопичуються у фільтрі, слід періодично видаляти, наприклад, термічним окисненням. Для цього підходящі гази нагрівають до 450 °С або вище, що призводить до загоряння і вигорання сажі, що накопичена.

## СПИСОК ДЖЕРЕЛ

1. Экология города / Под ред. Ф. В. Стольберга. – Киев : Либра, 2000. – 464 с.
2. Старк С. Б. Пылеулавливание и очистка газов в металлургии / С. Б. Старк. – М. : Металлургия, 1977. – 328 с.
3. Балабеков М. Ш. Очистка газов в химической промышленности, процессы и аппараты / М. Ш. Балабеков. – М. : Химия, 1991. – 256 с.
4. Очистка и рекуперация промышленных выбросов : учебное пособие для вузов / Под ред. В. Ф. Максимова, И. В. Вольфа. – 2-е изд., перераб. – М. : Лесная промышленность, 1981. – 640 с.
5. Справочник по пыле- и золоулавливанию / Под ред. А. А. Русанова. – М. : Энергия, 1982. – 296 с.
6. Защита атмосферы от промышленных загрязнений : справ. изд. в 2-х ч. – / Под ред. С. Калверта, Т. Инглунда. – Пер. с англ. – М. : Металлургия, 1988. – 706 с.

*Навчальне видання*

**БСКЄТОВ** Володимир Єгорович,

**КОВАЛЕНКО** Юрій Леонідович,

**ЛОМАКІНА** Ольга Сергіївна

## **ІНЖЕНЕРНІ АСПЕКТИ ЕКОЛОГІЧНОЇ БЕЗПЕКИ ПОВІТРЯНОГО БАСЕЙНУ МІСТА**

**КОНСПЕКТ ЛЕКЦІЙ**

*(для студентів 4 курсу денної та 5 курсу заочної форм навчання  
освітнього рівня «бакалавр» спеціальностей 101 – Екологія,  
183 – Технології захисту навколишнього середовища)*

Відповідальний за випуск *Т. В. Дмитренко*

*За авторською редакцією*

Комп'ютерне верстання *О. С. Ломакіна*

План 2017, поз 63Л

---

Підп. до друку 20.12.2017. Формат 60 × 84/16.

Друк на ризографі. Ум. друк арк. 3,2.

Тираж 50 пр. Зам. №

Видавець та виготовлювач:

Харківський національний університет  
міського господарства імені О. М. Бекетова,  
вул. Маршала Бажанова, 17, Харків, 61002.

Електронна адреса rectorat@kname.edu.ua.

Свідоцтво суб'єкта видавничої справи:

ДК № 5328 від 11.04.2017.