

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ДНІПРОВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ім. О. ГОНЧАРА**

О.В. Золотько, О.Є. Золотько

**Технології та устаткування для гідромеханічної
очистки викидів промислових підприємств та
випробувальних комплексів ракетно-космічної техніки до
атмосфери**

Методичні рекомендації

до виконання самостійної роботи та практичних занять з дисципліни

«Технології очистки газів»

для здобувачів вищої освіти першого рівня
спеціальність 183 «Технології захисту навколишнього середовища»
галузь знань 18 «Виробництво та технології»

**Дніпро
2024**

Золотько О.В., Золотько О.Є. Методичні рекомендації до виконання самостійної роботи та практичних занять по курсу "Технології очистки газів". Тема - «Технології та устаткування для гідромеханічної очистки викидів промислових підприємств та випробувальних комплексів ракетно-космічної техніки до атмосфери» [Текст] / О.В. Золотько, О.Є. Золотько, Дніпровський національний університет ім. О. Гончара.-Д.: 2024.- 52 с.

Описані найбільш розповсюджені конструкції апаратів для гідромеханічної очистки від пилу промислових викидів у атмосферу, принцип їх дії та методики розрахунку. Наведені приклади розрахунку пиловловлювачів.

Для студентів університету, що навчаються за спеціальністю 183 „Технології захисту навколишнього середовища”, 134 «Авіаційна та ракетно-космічна техніка». Методичні вказівки також можуть бути корисними для студентів фізико-технічного факультету при виконанні розділу випускної кваліфікаційної роботи з охорони праці.

Рекомендовано Вченою Радою фізико-технічного факультету Дніпровського національного університету, протокол № 10 від 26.03.2024

ЗМІСТ

ВСТУП	4
1 ОСОБЛИВОСТІ ФІЗИЧНИХ ПРОЦЕСІВ ПРИ ВИКОРИСТАННІ ТЕХНОЛОГІЙ ТА АПАРАТІВ ГІДРОМЕХАНІЧНОЇ ОЧИСТКИ ГАЗІВ ТА ПРИНЦИПИ ВИЗНАЧЕННЯ ЇХ ЕФЕКТИВНОСТІ	5
2 ФІЗИЧНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ СУМІШІ ГАЗІВ, ЯКІ ВИКОРИСТОВУЮТЬ У РОЗРАХУНКАХ ПАРАМЕТРІВ ТА ЕФЕКТИВНОСТІ ПРОЦЕСІВ МОКРОГО ОЧИЩЕННЯ	13
3 ПРАКТИЧНІ ЗАНЯТТЯ	18
3.1 Технологія очистки газів у порожнистому скрубери	18
3.1.1 Конструктивна схема та принцип дії порожнистого скрубера	18
3.1.2 Методика розрахунку порожнистого скрубера	19
3.1.3 Приклад розрахунку порожнистого скрубера	24
3.1.4 Вихідні дані для виконання індивідуальних завдань до практичної роботи «Розрахунок порожнистого скрубера»	28
3.2 Скрубери Вентурі	29
3.2.1 Конструктивні схеми та принцип дії скрубери Вентурі	29
3.2.2 Методика розрахунку скрубера Вентурі	32
3.2.3 Приклад розрахунку скрубера Вентурі	35
3.2.4 Вихідні дані для виконання індивідуальних завдань до практичної роботи «Розрахунок скрубера Вентурі»	38
3.3 Пінні апарати	39
3.3.1 Конструктивні схеми та принцип дії пінних (тарілчастих) апаратів	39
3.3.2 Методика розрахунку пінних пиловловлювачів	42
3.3.3 Приклад розрахунку тарілчастого апарату	45
3.3.4 Вихідні дані для виконання індивідуальних завдань до практичної роботи «Розрахунок пінних пиловловлювачів»	47
СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ	48
ДОДАТОК А	49

ВСТУП

Дисципліна «Технології очистки газів» входить до програми підготовки бакалаврів за спеціальністю 183 «Технології захисту навколишнього середовища».

Дисципліна «Технології очистки газів» надає здобувачам знання, що дозволяють вирішувати конкретні виробничі завдання з вибору найбільш ефективної технології газоочищення від твердих і газоподібних домішок та виконувати необхідні технологічні розрахунки, а також розрахунки ефективності газоочисного обладнання для забезпечення захисту атмосферного повітря від забруднення.

Методична розробка містить вказівки до самостійного вивчення теоретичних основ процесів гідромеханічної очистки газів та визначення параметрів газоповітряної суміші, розрахунків конструктивних характеристик та ефективності техніки мокроного очищення викидів від пилу та газів, інформацію про переваги та недоліки використання скрубєрів. Описано конструкцію, принцип дії, методики та приклади розрахунку параметрів очисного устаткування та його ефективності.

Для зменшення шкідливого впливу небезпечних факторів на довкілля на випробувальних стендах та стартових комплексах застосовують спеціальне технологічне обладнання, системи нейтралізації, уловлювання та очистки викидів. Основи забезпечення безпечної експлуатації випробувальних комплексів рідинних ракетних двигунів (РРД) встановлюються галузевими стандартами та правилами, які регламентують забезпечення пожежної безпеки, гігієни, безпеки праці та охорону навколишнього середовища при випробуваннях. Правила поширюються на випробувальні стенди РРД, сховища ракетного палива та експериментальні лабораторії, в яких проводяться вогневі та холодні стендові випробування РРД, агрегатів РРД та систем наземного обладнання із застосуванням токсичних та агресивних компонентів ракетного палива.

Нейтралізація, уловлювання та очистка токсичних, вибухонебезпечних і шкідливих газів заснована на технологічних процесах із застосуванням води. Так, наприклад, світова промисловість за рік споживає величезну масу води – 1300 км³.

1 ОСОБЛИВОСТІ ФІЗИЧНИХ ПРОЦЕСІВ ПРИ ВИКОРИСТАННІ ТЕХНОЛОГІЙ ТА АПАРАТІВ ГІДРОМЕХАНІЧНОЇ ОЧИСТКИ ГАЗІВ ТА ПРИНЦИПИ ВИЗНАЧЕННЯ ЇХ ЕФЕКТИВНОСТІ

Мета: ознайомитися з основними фізичними процесами, які відбуваються під час гідромеханічної очистки газів, з перевагами та недоліками використання мокрих методів очистки та принципами визначення ефективності таких процесів.

Гідромеханічна очистка газів (мокра очистка, промивка газів, скруберна очистка) – це один з найбільш ефективних і розповсюджених засобів пиловловлювання. У якості зрошувальної рідини найчастіше використовується вода. При вловлюванні в одному устаткуванні одночасно твердих та газоподібних забруднюючих речовин вибір зрошувальної рідини здійснюється з врахуванням можливості реалізації процесу абсорбції [1].

Гідромеханічну очистку використовують у тому випадку, коли допустимим є зволоження та охолодження викиду, розроблені заходи з попередження винесення бризок та на підприємстві функціонує шламове господарство для утилізації або очищення забруднених стічних вод.

До основних переваг використання техніки гідромеханічної очистки газів відносять:

- простота конструкції та відносно невелика вартість;*
- більш висока ефективність у порівнянні із сухими апаратами інерційного типу;*
- менші габарити у порівнянні з тканинними фільтрами та електрофільтрами;*
- можливість застосування для охолодження й зволоження газів та теплообмінників змішування;*
- можливість використання для очистки горючих та вибухонебезпечних газів;*
- можливість уловлювання одночасно пилу та газоподібних компонентів;*
- відсутністю рухомих елементів устаткування, що забезпечує надійність та довготривале використання очисного устаткування;*
- простота і безпека експлуатації.*

До основних недоліків апаратів гідромеханічної очистки газів можна віднести:

- значні витрати енергії при здійсненні високоефективної очистки;*
- проблема утворення шламів, необхідність наявності на підприємстві шламового господарства;*
- утворення відкладень уловлених часток на внутрішніх поверхнях обладнання при охолодженні газів до температури роси або винесення вологи з пиловловлювача;*
- корозійне зношення обладнання і газопроводів при виконанні 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.

Апарати гідромеханічної очистки працюють за принципом осаджування частинок пилу на поверхні краплин або плівки рідини, найчастіше – води. Залежно від поверхні контакту або способу дії їх поділяють на порожнисті газопромивачі, насадкові скрубери, тарілчасті газопромивачі (барботажні та пінні), газопромивачі з рухомою насадкою, ударно-інерційної дії, відцентрової дії та швидкісні газопромивачі (скрубери Вентурі, інерційні скрубери) [2].

Мокрі пиловловлювачі поділяють також на низьконапірні (гідравлічний опір $\Delta P < 1500$ Па: порожнисті, відцентрові скрубери); середньонапірні ($\Delta P \sim 1500$ Па – 3000 Па: ударно-інерційної дії) та високонапірні ($\Delta P > 3000$ Па: скрубери Вентурі).

Для реалізації процесу очистки газу краплями рідини частки пилу захоплюються ними і виводяться з газового потоку.

Під час руху краплі в об'ємі забрудненого газу, осадження пилу на краплі відбувається головним чином внаслідок кінематичної коагуляції, яка обумовлена рухом крапель рідини і часток пилу з різними швидкостями. Крім того, у 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 за наявності поперечного градієнту швидкості;

– турбулентна – обумовлена турбулентними пульсаціями у потоці запиленого газу.

Кількість вловлюваних часток за одиницю часу однією краплею визначають за формулою (од/с) [3]:

$$N_t = \eta_z \frac{\pi d_k^2}{4} \omega_0 Z, \quad (1.1)$$

де η_z (коефіцієнт захоплення) – відношення площі перерізу очищеного краплею потоку до площі поперечного перерізу краплі;

d_k – діаметр краплі води, м;

ω_0 – швидкість руху краплі відносно часток пилу, м/с;

Z – запиленість газу, од./м³.

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

$$Stk = \frac{d_c^2 \omega_0 \rho_c C}{18 \mu d_k}, \quad (1.2)$$

де d_c – діаметр часток пилу, м;

ρ_c – щільність часток пилу, кг/м³;

μ – динамічна в'язкість газу, Па·с;

C – поправка Кенингема.

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

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

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

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

Через складність розрахунків часто для визначення *ефективності очистки газів* η використовують емпіричну залежність:

$$\eta = 1 - \exp(-k \cdot m \cdot Stk^{0.5}), \quad (1.3)$$

де k – константа;

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

Визначення маси пилу m_p , що буде вловлено за певний проміжок часу, виконують на підставі таких розрахунків:

1) визначають 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 (м^3):

$$V_k = \frac{\pi d_k^3}{6}, \quad (1.4)$$

3) розпилений об'єм води Q_v ($\text{м}^3/\text{с}$) містить кількість крапель n_k , яка визначається за формулою (од/с):

$$n_k = \frac{6Q_v}{\pi d_k^3}, \quad (1.5)$$

4) кількість вловлюваних за одиницю часу часток N при розпиленні об'єму води Q_v визначається за формулою (од/с):

$$N = \eta_z \frac{\pi d_k^2}{4} \omega_0 Z \frac{6Q_v}{\pi d_k^3} = \frac{3\omega_0 Z Q_v}{2d_k}, \quad (1.6)$$

5) маса однієї частки m_q дорівнює (кг):

$$m_q = \rho_q \frac{\pi d_q^3}{6}, \quad (1.7)$$

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

$$Z = \frac{6C}{\rho_q \pi d_q^3}, \quad (1.8)$$

7) сумарна (m_{Π}) маса пилу залежно від кількості вловлюваних за одиницю часу часток N при розпилюванні об'єму води Q_v дорівнює (кг/с):

$$m_{\Pi} = N Q_v \frac{\pi d_{\text{ч}}^3}{6}; \quad (1.9)$$

8) підставляючи формули N і Z у формулу m_{Π} отримаємо масу вловлюваного пилу m_{Π} за одиницю часу (кг/с):

$$m_{\Pi} = \frac{3\eta_3 \omega_0 C Q_v}{2d_{\text{к}}}. \quad (1.10)$$

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

Ця модель розрахована для крапель сферичної форми одного розміру (незмінного за часом), що рухаються відносно часток пилу з постійною швидкістю і рівномірно розподілені по перерізу апарату. В реальних умовах краплі є деформовані під впливом аеродинамічного опору, мають полідисперсний склад, змінюють швидкість і напрям руху під впливом сил аеродинамічного опору, гравітаційних сил та ін. та змінюються у розмірах за рахунок випаровування та конденсації. Тому 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.

Осадження пилу на плівку рідини здійснюється при контакті часток пилу:

- з поверхнею рідини;
- зі змоченою рідиною стінкою;
- із плівкою поверхонь газових бульбашок (при барботажі газу через шар рідини).

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

При наявності плівки умови прилипання значно покращуються. Частка утримується на поверхні плівки силою адгезії, яка залежить від кута, що визначає змочену частину поверхні частки пилу, фізико-хімічних властивостей і дисперсного складу пилу, поверхневого натягіння.

Для рідин, що добре змочують і при крапковому контакті розмір сили адгезії визначається за формулою:

$$P_{\text{ад}} = 2 \pi \sigma \cdot d_{\text{ч}}. \quad (1.11)$$

Для плівки мінеральної олії $P_{\text{ад}} = 157d$, (для твердої поверхні $P_{\text{ад}} = 0,012d$). 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 (таких, що не змочуються) необхідно, щоб їх кінетична енергія перевищувала роботу з занурення часток у рідину, тобто роботу з подолання сил поверхневого натягіння.

При пиловловлюванні у барботажному режимі діють механізми інерційного, гравітаційного та дифузного осадження на поверхні газових бульбашок.

Діаметр газових бульбашок складає 2–20 мм. При $d_б > 2–3$ мм вони втрачають сферичну форму, утворюючи еліпсоїди. Для визначення критичного діаметра бульбашки $d_{бкр}$ існує емпірична формула:

$$d_{бкр} = \frac{2}{V_б^2} \frac{\sqrt[3]{3/\beta}}{\sqrt{\rho_г/\rho_р}} \sigma, \quad (1.12)$$

де β – коефіцієнт, що визначається експериментально;

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

При інерційному (за рахунок відцентрових сил) осадженні кількість часток, що осаджуються на бульбашці, становить:

$$N = \frac{\pi D^2}{4} Z V_б, \text{ 1/с/} \quad (1.13)$$

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

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

$$K_ч = \Delta P_{ап} + P_в \frac{Q_в}{Q_г} + \frac{N_м}{Q_г}, \text{ кДж/1000 м}^3, \quad (1.14)$$

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

$P_в$ – тиск рідини, що розпиляється, на вході в апарат, Па;

$N_м$ – 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, м³/с.

Значення кожної складової формули залежить від типу апарату.

Залежність між ступенем очистки і витратами енергії визначається за формулою:

$$\eta = 1 - \exp(-BK_q^x), \quad (1.15)$$

де B та x – константи, що залежать від фізико-хімічних властивостей і дисперсного складу пилу і визначаються експериментально (табл. 1).

Таблиця 1 – Значення показників B та x

Вид пилу	B	x
Пил вагранок	$1,355 \times 10^{-2}$	0,621
Пил доменної печі	$6,61 \times 10^{-2}$	0,891
Пил вапневої печі	$6,5 \times 10^{-4}$	1,052 9
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 η 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 масопереносом, і визначається за формулою:

$$N_q = \ln \left[\frac{1}{1-\eta} \right], \quad (1.16)$$

тоді

$$N_q = BK_q^x. \quad (1.17)$$

Ця залежність апроксимується у логарифмічних координатах прямою лінією (рис. 1).

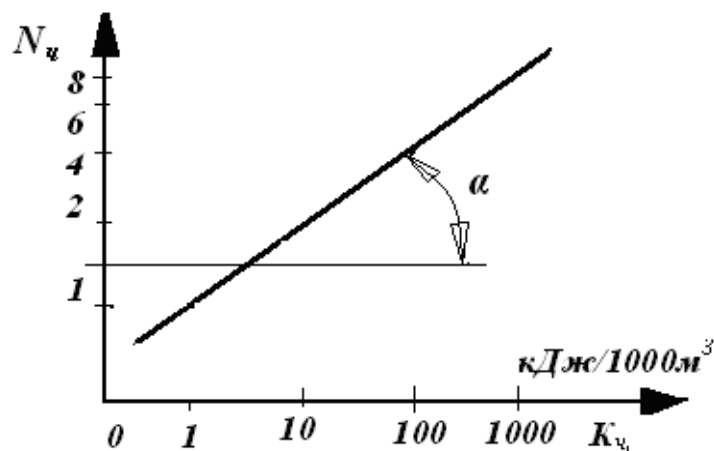


Рисунок 1 – Залежність $N_q = BK_q^x$ у логарифмічних координатах:
 $x = \operatorname{tg} \alpha$, $B = N_q$ при $K = 1$

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.

Контрольні запитання до розділу 1

1. Охарактеризуйте переваги та недоліки використання техніки гідромеханічної очистки газів.
2. Назвіть види газопромивачів та принципи осадження пилу, які в них використовуються..
3. Укажіть, від яких показників залежить кількість вловлюваних часток за одиницю часу при здійсненні очистки газу краплями рідини?
4. Який критерій подібності використовують для оцінки ефективності інерційного осадження пилу?
5. Які механізми осадження пилу діють при пиловловлюванні у барботажному режимі?
6. Який показник використовують для оцінки ефективності роботи мокрих пиловловлювачів?
7. Якою є залежність між ступенем очистки і витратами енергії на очистку?

Тестові завдання до розділу 1

Який з апаратів відносять до апаратів гідромеханічної очистки газів?

- а) гідроциклон; ;
- б) скруббер Вентурі; ;
- в) адсорбер; ;
- г) електрофільтр. .

2. У якому випадку використання технології гідромеханічної очистки є виправданим?

- а) наявність на підприємстві шлакового господарства; ;
- б) низькі енерговитрати; ;
- в) підвищені вимоги до ефективності очистки; ;
- г) зволоження та охолодження викиду є недопустимим. .

3. Який з апаратів мокрої очистки є низьконапірним?

- а) відцентровий скруббер; ;
- б) тарілчастий газопромивач; ;
- в) скруббер Вентурі; ;
- г) апарат ударно-інерційної дії. .+

4. Який критерій подібності визначає ефективність інерційного пиловловлювання у газопромивачах?

- а) Re ; ;
- б) St ; ;
- в) Fr ; ; +
- г) Pe . .

5. Для яких часток пилу найчастіше використовують технології гідромеханічного пиловловлювання?

- а) гідрофільних; ;+
- б) гідрофобних; ;
- в) для будь-яких; ;
- г) для крупнодисперсних. .

6. Який параметр визначає ефективність мокрих пиловловлювачів?

- а) витрати енергії на процес очистки; ;
- б) витрати води на очистку; ;
- в) ступінь очистки; ;+
- г) витрати газу та води на очистку. ;

2 ФІЗИЧНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ СУМІШІ ГАЗІВ, ЯКІ ВИКОРИСТОВУЮТЬ У РОЗРАХУНКАХ ПАРАМЕТРІВ ТА ЕФЕКТИВНОСТІ ПРОЦЕСІВ МОКРОГО ОЧИЩЕННЯ

Мета: ознайомитися з основними фізичними характеристиками суміші газів, які використовують у розрахунках параметрів та ефективності процесів мокрого очищення.

Промислові гази містять деяку кількість водяних парів, тобто представляють собою суміш сухого газу та водяної пари (вологий газ). За законом Дальтона тиск вологого газу (суміші) дорівнює сумі парціальних тисків сухого газу p_c та водяної пари p_n [4]:

$$p = p_c + p_n. \quad (2.1)$$

Масу пари, що міститься в 1 м^3 вологого газу, називають **абсолютною вологістю** f . Чисельно вона дорівнює густині пари ρ_n , кг/м^3 .

Відношення абсолютної вологості до абсолютної вологості насиченої пари тієї ж самої температури та тиску називають **відносною вологістю** або ступенем насичення:

$$\varphi = \frac{p_n}{p_n} = \frac{\rho_n}{\rho_n}, \quad (2.2)$$

де p_n – тиск насиченої пари, Па;

ρ_n – густина водяної пари, що насичує газ при даних температурі і тиску, кг/м^3 .

При нагріванні вологого газу його відносна вологість зменшується (за рахунок збільшення p_n), а при підвищенні тиску – збільшується.

Вологий газ характеризується також вологовмістом d (кг/кг або г/кг), який дорівнює відношенню маси пари у вологому газі до маси сухого газу.

Якщо відомі вологовміст d і густина сухого газу ρ_c , то його абсолютна вологість визначається зі співвідношення:

$$f = d\rho_c, \text{ кг/м}^3. \quad (2.3)$$

Вміст компонентів газової суміші з урахуванням вологості можна визначити за формулою:

$$r_i = \frac{r_{ic}}{1 + \frac{f_0}{0,804}}, \% \quad (2.4)$$

де r_{ic} – вміст компонентів у сухому газі, %;

f_0 – абсолютна вологість газу, приведена до нормальних умов, кг/м^3 ;

0,804 – густина водяної пари за нормальних умов, кг/м^3 .

Об'ємна частка водяних парів у газі:

$$r_{H_2O} = 100 - \sum_{i=1}^n r_i. \quad (2.5)$$

Густина вологого газу за робочих умов:

$$\rho = \frac{\rho_{0c} + f_0}{1 + \frac{f_0}{0,804}} \frac{273 \cdot p}{101324 \cdot T}, \text{ кг/м}^3; \quad (2.6)$$

де ρ_{0c} – густина сухого газу за нормальних умов, кг/м³;

p – тиск газу, Па;

T – температура газу, К.

Об'єм вологого газу за робочих умов:

$$V_{tc} = V_{0c} \left(1 + \frac{f_0}{0,804} \right) \cdot \frac{101324 \cdot T}{273 \cdot p}, \text{ м}^3; \quad (2.7)$$

де V_{tc} – об'єм сухого газу за нормальних умов, м³.

Якщо відома абсолютна вологість газу за робочих умов f , то його вологість за нормальних умов (приведена до нормальних умов) дорівнює:

$$f_0 = f \frac{101324 \cdot T}{273}, \text{ кг/м}^3. \quad (2.8)$$

Для наближених обчислень абсолютної вологості газу можна скористатися залежністю:

$$f = \frac{p_{\pi}}{R_{\pi} T} \cdot \frac{p}{p - p_{\pi}}, \quad (2.9)$$

де p_{π} та R_{π} – парціальний тиск, Па, та газова стала, Дж/(кг·К), водяної пари, відповідно;

p і T – тиск, Па, і температура, К, газу, відповідно.

Визначаючи абсолютну вологість насиченого водяною парою газу f_n , до формули (1.29) підставляють парціальний тиск насиченої пари p_n , що відповідає заданій температурі T .

У техніці очистки газів (при визначенні запиленості газу та розрахунках апаратів) необхідно визначати кількість газів за нормальних та робочих умов. Позначимо об'єм газу за нормальних умов V_0 , а об'єм газу за робочих умов V . Параметри газу за нормальних умов: $p_0 = 101325$ Па, $T_0 = 273$ К. Абсолютний тиск газу за робочих умов знайдемо за формулою:

$$p_{\text{абс}} = p_{\text{бар}} + p, \text{ Па} \quad (2.10)$$

де $p_{\text{бар}}$ – барометричний тиск, Па;

p – надмірний тиск або розрідження, Па.

Зміну одного з параметрів газу залежно від зміни інших його параметрів можна визначити з рівняння узагальненого закону стану газу

$$\frac{V_1 p_1}{V_2 p_2} = \frac{T_1}{T_2}. \quad (2.11)$$

З рівняння (2.11) витікає:

$$\frac{V_0 \cdot 101325}{273} = \frac{V \cdot (p_{\text{бар}} \pm p)}{273 \pm t}. \quad (2.12)$$

З рівняння (2.12) за відомим значенням об'єму газу за робочих умов можна визначити об'єм газу за нормальних умов:

$$V_0 = V \frac{273 \cdot (p_{\text{бар}} \pm p)}{101325 \cdot (273 \pm t)}, \text{ м}^3. \quad (2.13)$$

За відомим значенням об'єму газу за нормальних умов, його об'єм за робочих умов визначається зі співвідношення:

$$V = V_0 \frac{101325 \cdot (273 \pm t)}{273 \cdot (p_{\text{бар}} \pm p)}, \text{ м}^3. \quad (2.14)$$

У деяких випадках необхідно знати об'єм вологого газу за нормальних та робочих умов.

За відомих значень об'єму сухого газу та вмісту у ньому водяної пари f , кг/м³ (н), об'єм вологого газу за нормальних умов $V_{0 \text{ вол}}$ визначають за формулою:

$$V_{0 \text{ вол}} = V_{0 \text{ сух}} \cdot \left(1 + \frac{f}{0,804}\right), \text{ м}^3. \quad (2.15)$$

Об'єм вологого газу за робочих умов по відомому значенню об'єму сухого газу за нормальних умов можна визначити зі співвідношення:

$$V_{\text{вол}} = V_{0 \text{ сух}} \frac{101325 \cdot (273 \pm t)}{273 \cdot (p_{\text{бар}} \pm p)} \cdot \left(1 + \frac{f}{0,804}\right), \text{ м}^3. \quad (2.16)$$

Для нагрівання газу на один градус при різних температурах потрібно підвести до нього різну кількість тепла. Теплоємність, віднесена до будь-якої певної температури, називають *істинною теплоємністю*. Практичні розрахунки зазвичай здійснюють, застосовуючи не істинну, а середню теплоємність. Під середньою теплоємністю розуміють ту кількість тепла, яка в середньому припадає на один градус зміни температури газу при нагріванні його в інтервалі температур від t_1 до t_2 . Середня теплоємність відрізняється від істинної. Чим менша різниця температур, до якої віднесена середня теплоємність, тим ближче

її значення буде до значення істинної теплоємності. Значення істинної теплоємності наведено у додатку А.

У техніці очищення газу теплові процеси майже завжди відбуваються за постійного тиску.

Кількість тепла, необхідної для нагрівання газової суміші, визначається як сума кількостей тепла, що йдуть на нагрівання складових цієї суміші газів. Виходячи з цього положення, можна визначити теплоємність газової суміші

$$c_{\text{см}} = c_1 a_1 + c_2 a_2 + \dots + c_n a_n, \quad (2.17)$$

де c_1, c_2, \dots, c_n – питомі теплоємності компонентів суміші;

a_1, a_2, \dots, a_n – вміст компонентів суміші у долях одиниці.

Формулу (2.17) можна застосовувати для визначення теплоємності газової суміші при постійному тиску та при постійному об'ємі. Залежно від необхідності розрахунку масової або об'ємної теплоємності газової суміші слід підставляти у формулу відповідне значення питомої теплоємності компонентів суміші.

У теплових розрахунках, які пов'язані з водяною парою, часто застосовують величину, яку називають **ентальпією** (ентальпія — грецьке слово, що означає «впровадження теплоти»). Ентальпію позначають буквою i . Вона є кількістю тепла, яку необхідно підвести до 1 кг газу при постійному тиску, щоб підвищити його температуру від нуля градусів до заданого значення температури

$$i = c_p t, \text{ Дж/кг.} \quad (2.18)$$

Кількість тепла, що передається 1 кг газу при постійному тиску, дорівнює різниці ентальпій кінцевого та початкового стану цього газу

$$Q = i_2 - i_1, \text{ Дж/кг.} \quad (2.19)$$

Контрольні запитання до розділу 2

1. Чому дорівнює тиск вологого газу (за законом Дальтона)?
2. Дайте визначення абсолютної та відносної вологості газу.
3. Як змінюється відносна вологість газу при нагріванні та при підвищенні тиску?
4. Як визначають вологовміст газу?
5. Як визначити густину вологого газу за робочих умов?
6. Як визначити об'єм вологого газу за нормальних та робочих умов?
7. Що називають істинною та середньою теплоємністю газу?
8. Як можна визначити теплоємність газової суміші?
9. Дайте визначення ентальпії газу.
10. Чому дорівнює кількість тепла, що передається 1 кг газу при постійному тиску?

3 ПРАКТИЧНІ ЗАНЯТТЯ

3.1 Технологія очистки газів у порожнистому скрубєрі

3.1.1 Конструктивна схема та принцип дії порожнистого скрубєра

У порожнистих газопромивачах запилені гази пропускають крізь завісу розпиленої рідини. При цьому частинки пилу захоплюються краплинами рідини та осаджуються в промивачі у вигляді шламу. Найбільш розповсюджений порожнистий скрубєр – форсунковий протитєчийний. Він використовується для очищення газів від достатньо великих частинок пилу ($d > 20$ мкм), а також для охолодження газів, виконуючи роль апарата для підготовки газів до очищення. Найчастіше застосовують відцентрові форсунки, які розташовують в апараті в одному або декількох перерізах, іноді рядами (до 14 – 16 в перерізі), іноді тільки по осі апарата [5].

Швидкість руху газового потоку складає 0,6 – 1,2 м/с. При її зростанні (у швидкісних скрубєрах до 5 – 8 м/с) слід використовувати краплєвловлювач. Гідравлічний опір апарата не перевищує 250 Па.

На рисунку 2 наведена схема баштового порожнистого протитєчийного скрубєра зі зрошуючим пристроєм, розташованим по колу. Характеристики апарата: діаметр – 5 м, висота – 16 м, витрати очищуваного газу – 50 000 м³/год, швидкість руху повітря – 0,75 м/с. Конструкція має 5 ярусів зрошення 1, що складаються з відцентрових форсунок грубого розпилення 2. Вода до форсунок подається під тиском 0,3 – 0,4 МПа. Водяні краплі, що утворюються, падають під дією сили тяжіння назустріч очищуваному газу. Шлам збирається в нижній частині скрубєра. Очищений газ відводиться через газоходи 3, розміщені у верхній частині апарата. У скрубєрах підвищеного тиску для випуску шламу передбачено спеціальний пристрій, що складається з поплавцевої камери й дросєля – регулятора, який підтримує заданий рівень шламу в бункєрі.

Найбільша ефективність при інерційному осадженні частинок пилу на краплях води в порожнистих скрубєрах досягається при розмірах крапель 0,6 – 1,0 мм. Питома витрата води залежить від запиленості газів і становить 1 – 10 л/м³. Газ, що проходить крізь скрубєр, звичайно охолоджується до (20-50)°С і зволожується до стану насичення.

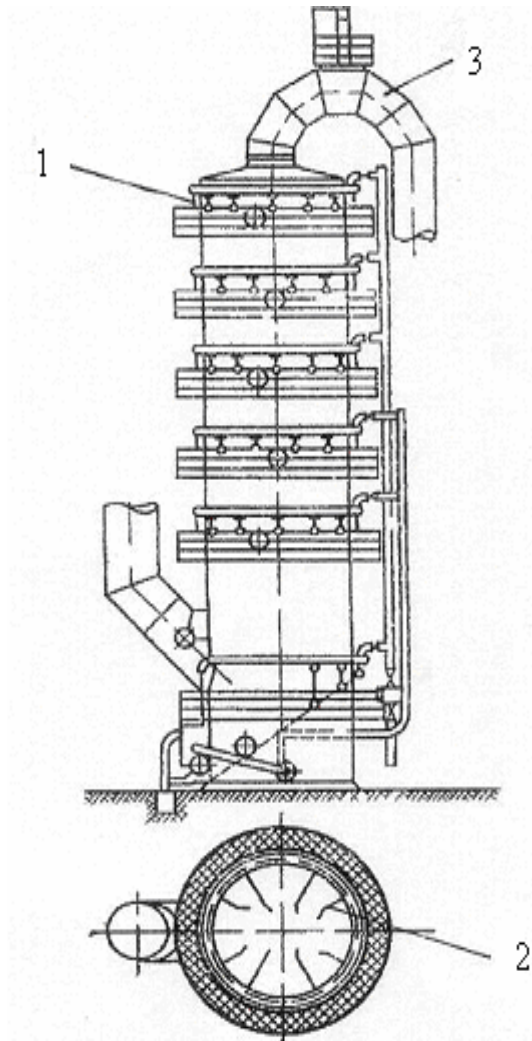


Рисунок 2 - Схема баштового порожнистого протитечійного скрубера:
 1 – яруси зрошення; 2 – форсунки; 3 – газохід очищеного газу

3.1.2 Методика розрахунку порожнистого скрубера

Кількість теплоти, що передається в скрубєрі від газу до води, кВт:

$$Q = \dot{V}_0 \cdot (i_1 - i_2), \quad (3.1)$$

де i_1 та i_2 – ентальпія газу відповідно на вході та виході зі скрубєра, кДж/м³;

\dot{V}_0 – об'ємна витрата газу за нормальних умов, м³/с, що обчислюється за формулою:

$$\dot{V}_0 = \dot{V}_{oc} \left(1 + \frac{f_0}{\rho_{n_0} - f_0} \right), \quad (3.2)$$

де \dot{V}_{oc} – об’ємна витрата сухого газу за нормальних умов, м³/с;
 f_0 – абсолютна вологість газу за нормальних умов, кг/ м³;
 ρ_{n0} – густина водяного пару за нормальних умов, $\rho_{n0} = 0,804$ кг/ м³.
 Густина суміші газів за нормальних умов:

$$\rho = 0,01 \sum_{i=1}^n \rho_i r_i, \quad (3.3)$$

де ρ_i – густина компонентів газової суміші.
 Визначають об’ємні частки компонентів вологого газу на вході в скруббер:

$$r_i = \frac{r_{ic}}{1 + \frac{f_0}{\rho_{n0} - f_0}}, \quad (3.4)$$

де r_{ic} - вміст компонентів у сухому газі, %;

ρ_n – густина пару;

Густина вологого газу за робочих умов на виході зі скрубера:

$$\rho_2 = \frac{\rho_{0C} + f_0}{1 + f_0 / (\rho_{n0} - f_0)} \cdot \frac{273 \cdot P}{101325 \cdot T}. \quad (3.5)$$

Середня різниця температур між газом та водою, °С:

$$\Delta t = \frac{(t_1 - t_k) \cdot (t_2 - t_n)}{\ln \frac{t_1 - t_k}{t_2 - t_n}}, \quad (3.6)$$

де t_1 і t_2 – відповідно початкова і кінцева температура газу, °С;

t_n і t_k – відповідно початкова і кінцева температура води, °С.

Звичайно t_k беруть на 5 °С - 10 °С нижчу від температури мокрого термометра (табл. 2).

Витрати води на скруббер визначають за кількістю теплоти, переданої від газу до води, кг/с:

$$M_v = \frac{Q}{\varphi(i_n - i_{ноч}) + (1 - \varphi) \cdot (i_k - i_{ноч})}, \quad (3.7)$$

де φ – коефіцієнт випаровування води в скрубєрі;

i_H – ентальпія насиченої пари при середній температурі газу в скрубєрі (табл. 2), кДж/кг;

$i_{поч}$ та i_k – відповідно початкова і кінцева ентальпії води, кДж/кг.

Таблиця 2 - Температура мокрого термометра

Початкова вологість газу, г/м ³	Початкова температура газу, °С						
	100	200	300	400	500	750	1 000
25	38,5	49,5	57,0	62,0	65,5	72,5	77,5
50	44,0	53,5	59,5	64,0	67,5	74,0	78,5
100	52,5	59,0	63,5	68,0	70,5	76,5	80,5
200	61,0	66,5	70,0	72,5	75,5	79,5	-
300	68,0	71,5	74,0	78,5	-	-	-

Якщо має місце суміш газів, ентальпія суміші, Дж/м³:

$$i = 0,01 \cdot \sum_{i=1}^n i_i r_i, \quad (3.8)$$

де i_i – ентальпія складових суміші;

r_i – об'ємна частка газу в суміші.

Значення ентальпії газів при температурі t , кДж/м³ наведені в табл. 2.

Коефіцієнт випаровування φ (відношення кількості випаруваної рідини до загальної кількості рідини, що надходить у скрубєр), звичайно дорівнює 0,5 у наближених розрахунках.

Питома витрата води на зрошення газу, кг/м³:

$$m = \frac{M_{\varphi}}{\dot{V}_1}, \quad (3.9)$$

де \dot{V}_1 – витрати газу за робочих умов на вході в скрубєр, м³/с:

$$\dot{V}_1 = \dot{V}_0 \cdot \rho_0 / \rho_1. \quad (3.10)$$

Потрібний об'єм скрубєра, м³:

$$V_{скр} = \frac{10^3 \cdot Q}{K_0 \Delta t}, \quad (3.11)$$

де K_0 – об’ємний коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м³·°C).

Для наближених розрахунків значення K_0 можна визначити за емпіричною формулою:

$$K_0 = (17,4 + 115m \cdot v_2) \rho_2 \cdot v_2, \quad (3.12)$$

де v_2 і ρ_2 – відповідно, швидкість, м/с, і густина газу, кг/м³, на виході зі скрубера (верхня частина).

Швидкість газу на виході зі скрубера v_2 не повинна перевищувати 1 м/с - 1,2 м/с, щоб уникнути краплевинесення. Значення K_0 для порожнистих скрубєрів, що очищують доменний газ, наприклад, дорівнює 235 Вт/(м³·°C) - 580 Вт/(м³·°C).

Діаметр скрубєра, м:

$$D = (\dot{V}_2 / 0,785 \cdot v_2)^{0,5}, \quad (3.13)$$

де \dot{V}_2 – об’ємна витрата газу за робочих умов на виході зі скрубєра, м³/с:

$$\dot{V}_2 = \dot{V}_{oc} \left(1 + \frac{f_0}{\rho_{n0} - f_0} \right) \frac{101\,325 \cdot T}{273 \cdot P}, \quad (3.14)$$

де \dot{V}_{oc} – об’ємна витрата сухого газу за нормальних умов, м³/с;

f_0 – абсолютна вологість газу, зведена до нормальних умов, кг/м³.

Вологість газу на виході зі скрубєра, зведена до нормальних умов, кг/м³:

$$f_{02} = f_{01} + \frac{\varphi \cdot M_g}{V_0}, \quad (3.15)$$

де f_{01} – вологість газу на вході в скрубєр за нормальних умов, кг/м³.

Активна (корисна) висота скрубєра, м:

$$H = V_{скр} / 0,785 \cdot D^2, \quad (3.16)$$

Оптимальне відношення висоти скрубєра до діаметра:

$$H/D = 2,5. \quad (3.17)$$

При орієнтовних розрахунках ступеня вловлювання пилу в скрубєрі користуються енергетичним методом, згідно з яким ефективність роботи скрубєра визначається витратами енергії на процес очищення газу. При цьому враховується енергія, витрачена на рух газу через пиловловлювач, подавання та розпилення рідини (води). Витрати енергії на очищення газу від пилу, кДж/1000м³:

$$K = \Delta P_{an} + P_p \dot{m}, \quad (3.18)$$

де ΔP – гідравлічний опір апарата, Па;

P_p – тиск розпиленої в скрубєрі рідини (води), Па;

\dot{m} – питома витрата води, м³/м³ газу.

Значення \dot{m} звичайно дорівнює 0,5 кг/м³ - 8 кг/м³ газу. При великих концентраціях пилу на вході в скрубєр (10 г/м³ - 12 г/м³), $\dot{m} \approx 6$ кг/м³ - 8 кг/м³.

Ступінь вловлювання пилу в скрубєрі:

$$\eta = 1 - \exp(-BK^x), \quad (3.19)$$

де B і x – константи, значення яких залежить від властивостей вловлюваного пилу (табл. 3).

Таблиця 3 - Значення констант B та x для деяких видів пилу в металургійному виробництві

Вид пилу	B	x
1	2	3
Колошниковий(доменний)пил	$6,61 \cdot 10^{-3}$	0,891
Пил вапнякових печей	$6,5 \cdot 10^{-4}$	1,0529
Пил мартенівських печей, що працюють на дутті, збагаченому киснем	$1,565 \cdot 10^{-6}$	1,619
Пил мартенівських печей, що працюють на повітряному дутті	$1,74 \cdot 10^{-6}$	1,594
Конвертерний пил при продуванні киснем зверху	$9,88 \cdot 10^{-2}$	0,4 663
Пил, що утворюється при виплавці 45% феросиліцію в закритих електропечах	$2,42 \cdot 10^{-5}$	1,26
Пил, що утворюється при виплавці силікомарганцю в закритих печах	$6,9 \cdot 10^{-3}$	0,67

Закінчення таблиці 3

1	2	3
Уловлення сажі	10^{-4}	1,5
Зола димових газів ТЕС	0,17	0,3
Лужний аерозоль вапнякових печей	$5,53 \cdot 10^{-5}$	1,2 295
Пил сульфатно-целюлозного виробництва	$4 \cdot 10^{-4}$	1,05

3.1.3 Приклад розрахунку порожнистого скрубера

Завдання:

виконати розрахунок порожнистого скрубера, призначеного для охолодження й очищення газу хімічного виробництва, який містить сажу, за таких вихідних даних:

- об'ємна витрата сухих газів за нормальних умов $\dot{V}_{oc} = 20 \text{ м}^3/\text{с}$;
- надлишковий тиск газу в скрубери $P = 0,15 \text{ МПа}$;
- початкова температура газу $t_1 = 200^\circ\text{C}$;
- вологість газу на вході в скрубери $f_0 = 150 \text{ г}/\text{м}^3$ за нормальних умов;
- тиск води перед форсунками $P_p = 0,6 \text{ МПа}$;
- початкова температура води $t_n = 20^\circ\text{C}$;
- утрата тиску в скрубери $\Delta P_{ап} = 250 \text{ Па}$.

Об'ємна частка компонентів сухого газу, %:

1,7% CO_2 ; 18% CO ; 10% H_2O ; 11,3% O_2 ; 59% N_2 .

Порядок виконання:

Обчислюємо об'ємну витрату вологого доменного газу за нормальних умов на вході в скрубери (формула (3.2)), $\text{м}^3/\text{с}$:

$$\dot{V}_0 = 20 \cdot \left(1 + \frac{0,15}{0,804} \right) = 23,73 (\text{м}^3/\text{с})$$

За формулою (3.8) і даними табл. 2 знаходимо ентальпію газів на вході в скрубери ($t_1 = 200^\circ\text{C}$), $\text{кДж}/\text{м}^3$:

$$\begin{aligned} i_1 &= 0,01 \cdot (357,5 \cdot 1,43 + 260 \cdot 49,7 + 261,5 \cdot 15,16 + 267,1 \cdot 9,52 + 304,4 \cdot 34,2) = \\ &= 303,76 (\text{кДж}/\text{м}^3). \end{aligned}$$

Візьмемо, що на виході зі скрубера газ має температуру мокрого термометра (див. табл. 2), тобто $t_2=62,8$ °С. Ентальпія газу при цій температурі:

$$i_2=0,01 \cdot (100,4 \cdot 1,43 + 81,57 \cdot 49,7 + 81,5 \cdot 15,16 + 82 \cdot 9,52 + 93,8 \cdot 34,2) = 94,22 \text{ (кДж/м}^3\text{)}.$$

За формулою (3.1) визначаємо кількість теплоти, що передається в скрубери від газу до води:

$$Q=20 \cdot (303,76-94,22)=4\ 190,8 \text{ (кВт)}.$$

Візьмемо коефіцієнт випаровування в скрубери $\varphi=0,5$, кінцеву температуру води $t_k=55$ °С (звичайно t_k беруть на 5°С - 10 °С нижчу від мокрого термометра). Середня температура газу в скрубери:

$$t_{\text{сер}} = (t_1+t_2)/2=(200+62,8)/2=131,4^\circ\text{С}.$$

Ентальпія насиченої пари при середній температурі газу в скрубери $i_{\text{п}} = 2720,6$ кДж/кг (табл. А1).

Ентальпія води при початковій температурі ($t_{\text{п}}=20$ °С) $i_{\text{п}}=83,9$ кДж/кг, при кінцевій температурі (55 °С) $i_{\text{к}}=230,19$ кДж/кг.

Витрата води в скрубери (формула (3.7)):

$$M_B = \frac{4184,2}{0,5 \cdot (2\ 720,6 - 83,9) + (1 - 0,5) \cdot (230,19 - 83,9)} = 3 \text{ (кг/с)}.$$

Об'ємна витрата газу за робочих умов на вході в скрубери:

$$\dot{V}_1 = 23,73 \cdot \frac{101\ 325 \cdot (273 + 200)}{273 \cdot (101\ 325 + 150\ 000)} = 16,58 \text{ (м}^3\text{/с)}.$$

За формулою (3.9) обчислюємо питому витрату води на зрошення:

$$\dot{m} = \frac{3}{16,58} = 0,18 \text{ (кг/м}^3\text{)}.$$

Вологість газу на виході зі скрубера за нормальних умов (формула (3.14)):

$$f_{02} = 150 + \frac{0,5 \cdot 3 \cdot 10^3}{23,73} = 213,2 \text{ (г/м}^3\text{)}.$$

Потрібно перевірити, чи можлива така вологість при температурі $t_2=62,8^\circ\text{C}$ і тиску газу на виході зі скрубера $p=251\,325\text{Па}$.

Максимально можлива абсолютна вологість газу за робочих умов на виході зі скрубера:

$$f = \frac{23\,290}{463 \cdot 335,8} \cdot \frac{251\,325}{251\,325 - 23\,290} = 0,165 \text{ (кг/м}^3\text{)},$$

де 23290 Па – парціальний тиск водяної пари при $t_2=62,8^\circ\text{C}$;

463 Дж/(кг·К) – газова стала водяної пари;

335,8 К – температура газу на виході зі скрубера;

251 325 Па – абсолютний тиск газу.

Зведена до нормальних умов максимально можлива вологість газу на виході зі скрубера:

$$f_{OH} = 0,165 \cdot \frac{101\,325 \cdot 335,8}{273 \cdot 251\,325} = 0,083 \text{ (кг/м}^3\text{)}.$$

Отже, узяті значення коефіцієнта випаровування води в скрубери $\varphi=0,5$ і одержані значення витрати води M_B та питомої витрати води на зрошення \dot{m} потребують уточнення. Ці обчислення наведено далі.

Розрахунки показали, що газ на виході зі скрубера насичений водяними парами (відносна вологість $\varphi = 0,5$) і містить максимально можливу їх кількість – 0,083 кг/м³ газу за нормальних умов.

Обчислюємо об'ємну витрату газу за робочих умов на виході зі скрубера за формулою (3.13):

$$\dot{V}_2 = 20 \cdot \left(1 + \frac{0,083}{0,804}\right) \frac{101\,325 \cdot 335,8}{251\,325 \cdot 273} = 10,94 \text{ (м}^3\text{/с)}.$$

Середня різниця температур між газом і водою в скрубери (формула (3.6)):

$$\Delta t = \frac{(200 - 55) - (62,8 - 20)}{\ln\left(\frac{200 - 55}{62,8 - 20}\right)} = 83,8^\circ\text{C}.$$

Густина суміші газів за нормальних умов, кг/м³ (табл. А3):

$$\rho_{oc} = 0,01 \cdot (1,976 \cdot 1,7 + 1,251 \cdot 59 + 1,25 \cdot 18 + 1,429 \cdot 11,3 + 0,804 \cdot 10) = 1,2 \text{ (кг)}.$$

Густина вологого газу за робочих умов на виході зі скрубера (формула (3.5)):

$$\rho_2 = \frac{(1,28 + 0,083) \cdot 0,804}{0,804 + 0,083} \cdot \frac{273 \cdot 251325}{101325 \cdot (273 + 62,8)} = 2,5 \text{ (кг/м}^3\text{)}.$$

Наведені обчислення дають змогу визначити режимні параметри скрубера, призначеного для роботи як контактний теплообмінник – охолоджувач газів. При роботі скрубера як апарата мокрого очищення газу від пилу потрібні більші витрати води. Візьмемо $\dot{m} = 1 \text{ кг/м}^3$.

Збільшення питомої витрати не може змінити температуру й вологість газу на виході зі скрубера, бо ці величини мають гранично припустимі значення, отже, зберігають свої значення V_2 і ρ_2 .

Об'ємний коефіцієнт теплопередачі (формула (3.11)), Вт/(м³·с):

$$K_0 = (17,4 + 115 \cdot 1,0 \cdot 1,2) \cdot 2,5 \cdot 1,2 = 466,2 \text{ (Вт/(м}^3 \cdot \text{°C))}.$$

За формулою (3.6) визначимо потрібний об'єм скрубера, м³:

$$V_{\text{скр}} = \frac{10^3 \cdot 4184,2}{466,2 \cdot 83,8} = 107,1 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Діаметр скрубера (формула (3.10)), м:

$$D = \sqrt{\frac{10,94}{0,785 \cdot 1,2}} = 3,4 \text{ (м)}.$$

Корисна (активна) висота скрубера (формула (3.15)):

$$H = \frac{107,1}{0,785 \cdot 3,4^2} = 11,8 \text{ (м)}.$$

Прийmemo $D = 4 \text{ м}$ і $H = 12 \text{ м}$. Тоді відношення $\frac{H}{D} = \frac{12}{4} = 3$, що наближено до рекомендованого значення 2,5.

Збільшення витрати води на скрубера $M'_B = \dot{m} \cdot V_1 = 1 \cdot 16,58 = 16,58 \text{ (кг/с)}$ призведе до зменшення коефіцієнта випаровування води в скрубери φ . Згідно з формулою (3.7):

$$\varphi = \frac{Q - M'_B (i_k - i_{\text{ноч}})}{M'_B (i_n - i_k)} = \frac{4184,2 - 16,58 \cdot (230,19 - 83,9)}{16,58 \cdot (2720,6 - 230,19)} = 0,03.$$

Ступінь вловлювання пилу в скрубери визначаємо енергетичним методом.

Витрати енергії на очищення газу від пилу (формула (3.17)), кДж:

$$K = 250 + 600\,000 \cdot 10^{-3} = 850 \text{ (кДж/1000м}^3 \text{ газу)}.$$

Для очищення від білої сажі хімічного виробництва константи $B = 10^{-4}$, $x = 1,5$ (табл. 3).

Ступінь вловлювання білої сажі в скрубєрі вичислюємо за формулою (3.18):

$$\eta = 1 - \exp(-10^{-4} \cdot 850^{1,5}) = 0,92, \text{ тобто } \eta = 92\%.$$

3.1.4 Вихідні дані для виконання індивідуальних завдань до практичної роботи «Розрахунок порожнистого скрубєра»

Завдання: розрахувати параметри роботи та конструктивні характеристики порожнистого скрубєра, призначеного для охолодження й очищення викидів відповідно до варіанту.

Вихідними даними для розрахунку є:

- об'ємна витрата сухих газів за нормальних умов \dot{V}_{oc} , м³/с;
- надлишковий тиск газу в скрубєрі P , МПа;
- початкова температура газу t_1 , °С;
- вологість газу на вході в скрубєр f_0 , г/ м³ за нормальних умов;
- тиск води перед форсунками P_p , МПа;
- початкова температура води $t_n = 20$ °С;
- утрата тиску в скрубєрі $\Delta P_{ан}$, Па.

Кількісні показники вихідних даних відповідно до варіанту наведені у табл. 4

Таблиця 4 – Вихідні дані для розрахунку параметрів порожнистого скрубєра

№ вар.	\dot{V}_{oc} , м ³ /с	P , МПа	t_1 , °С	f_0 , г/ м ³	P_p , МПа	t_n , °С	$\Delta P_{ан}$, Па
1	5	0,1	200	150	0,6	20	250
2	10	0,15	180	140	0,6	20	270
3	15	0,17	150	150	0,6	20	180
4	20	0,15	220	160	0,5	20	200
5	25	0,3	200	200	0,5	20	260
6	30	0,1	330	115	0,5	20	150
7	7	0,15	180	150	0,7	20	300
8	8	0,12	200	117	0,7	20	230

Об'ємна частка компонентів сухого газу наведена у таблиці 5.

Таблиця 5 – Об’ємна частка компонентів сухого газу відповідно до варіанту

№ вар.	CO ₂ , %	CO, %	H ₂ O, %	O ₂ , %	N ₂ , %	CH ₄ , %	H ₂ , %
1	1,5	20	8	15	55,5		
2	2		10	20	67	1	
3	10	18	5		76,5		0,5
4			15	20	62	1	2
5		2	10	20	63	3	
6	10	25	5	12	46		
7		10	10	15	60	5	
8	5		8	15	71		1

3.2 Скрубери Вентурі

3.2.1 Конструктивні схеми та принцип дії скруберів Вентурі

Скрубери Вентурі являють собою швидкісні газопромивачі – ефективні апарати мокрого пиловловлення. Вони використовуються для досконалого очищення промислових газів від дрібнодисперсного пилу, а також для підготовки (наприклад, охолодження) газів перед очищенням в інших пиловловлювачах [6].

Скрубер Вентурі складається з труби-розпилювача й краплевловлювача. Залежно від поставленої задачі ці елементи компонуються розрізнено або в єдиному корпусі (рис. 3).

Запилений газ надходить у конфузور труби-розпилювача 1 із швидкістю 18 м/с – 24 м/с, де проходить крізь завісу зрошуючої води. Завдяки високій швидкості газу вода дробиться на найдрібніші краплі, а тиск у найвужчій частині труби – горловині – знижується. У горловині 2 швидкість газу забезпечують залежно від розміру вловлюваного пилу:

– для $d_{\text{ч}} < 1 \text{ мкм}$ – 90 м/с -120 м/с; $d_{\text{ч}} \sim 1 \text{ мкм} - 5 \text{ мкм}$ – 70 м/с – 90 м/с; $d_{\text{ч}} > 5 \text{ мкм}$ – 60 м/с;

– для охолодження та хімічного очищування – 40 м/с - 70 м/с.

Утворені краплини води інтенсивно змішуються в потоці газу, стикаються з частками пилу, збільшуючи їх. Змочений водою пил може укрупнитися й при зіткненні частинок між собою. Далі краплини разом із газом проходять дифузор 3, де швидкість потоку знижується до початкової, відбувається злиття краплин води, що полегшує їх відділення в краплевловлювачі 4. Найчастіше як краплевловлювач використовують відцентрові скрубери або циклони (при високих швидкостях потоку), як це показано на рис. 3, а. Технічні характеристики скруберів типу КМП наведені в таблиці 6.

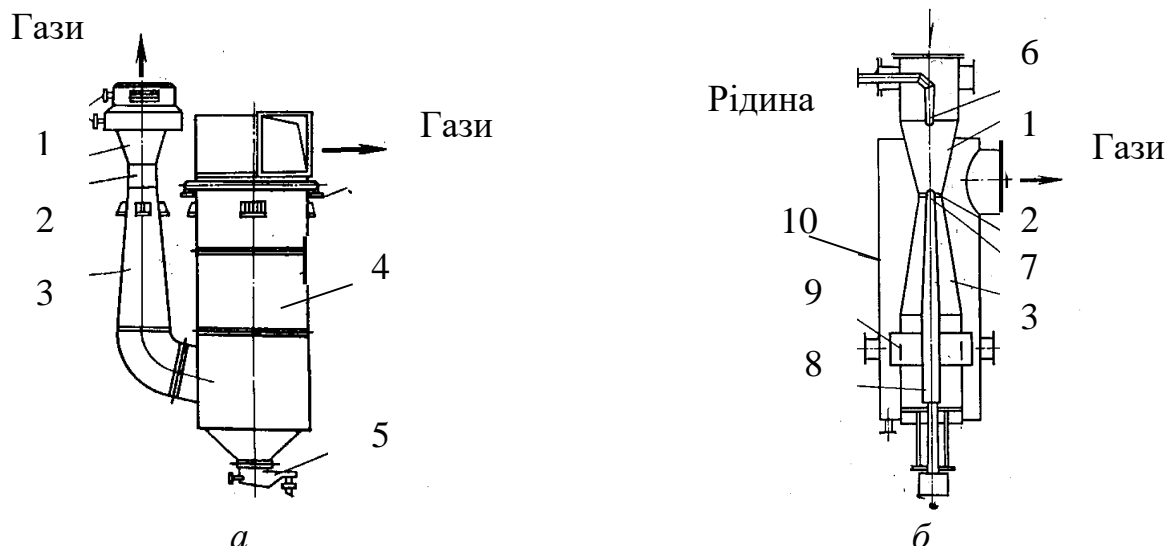


Рисунок 3 - Скрубери Вентурі:

а – із виносним краплевлловлювачем типу КМП;

б – із регульованим перерізом кільцевої горловини;

- 1 – конфузур; 2 – горловина; 3 – дифузур; 4 – циклон-краплевлловлювач;
 5 – гідрозатвор для відводу шламу; 6 – форсунка; 7 – регулюючий конус;
 8 – направляючий шток; 9 – відцентровий краплевлловлювач; 10 – корпус

Таблиця 6 - Визначальні параметри апаратів типу КМП

Найменування скрубера	Продуктивність, м ³ /год	Діаметр горловини, мм	Габаритні розміри, мм:			Маса, т
			довжина L	ширина В	висота Н	
КМП – 2,5	7 000 – 14 000	250	2 300	1 415	3 350	1,06
КМП – 3,2	12 000 – 20 000	320	2 800	1 845	4 990	1,26
КМП – 4	18 000 – 35 000	400	3 540	2 240	5 630	1,848
КМП – 5	28 000 – 55 000	500	3 980	2 705	7 645	4,01
КМП – 6,3	45 000 – 86 000	630	4 480	3 190	8 360	5,31
КМП – 7,1	58 000 – 110 000	710	5 240	3 695	9 290	7,308
КМП – 8	70 000 – 140 000	800	5 270	4 105	10 060	10,48

В апараті (рис. 3, *б*) труба Вентурі встановлена по центру краплевлловлювача відцентрового типу 10. На дифузурі 3 труби закріплена відцентрова розетка.

Подання зрошуючої рідини виконується в конфузур труби Вентурі за допомогою форсунки 7, встановленої на рівні верхньої кромки конфузора по осі труби Вентурі. Особливість цієї схеми – можливість регулювання витрати очищеного газу за допомогою конічного обтікача 8 із кутом розкриття, який дорівнює 7°. Максимальний переріз горловини (для максимальної витрати газу) досягається при нижньому положенні обтікача, коли горизонтальна вісь голівки збігається з нижньою кромкою горловини труби. Така конструкція дає

можливість забезпечувати роботу на оптимальному режимі при змінній кількості газів, що йдуть на очищення. Технічні характеристики скрубєрів Вентурі з кільцевою горловиною наведені в таблиці 7.

Таблиця 7 - Основні параметри скрубєрів Вентурі з кільцевою горловиною

Найменування скрубєра	Продуктивність, тис. м ³ /год.:		Висота скрубєра Н, мм	Розмір труби розпилувача, мм:		Маса m, т
	максимальна	мінімальна		діаметр горловини	діаметр обтікача	
СВ 150/90-800	7	2	4 095	150	90	1,14
СВ 210/120-1 200	15	7	4 980	210	120	1,9
СВ 300/180-1 600	30	15	6 205	300	180	3,7
СВ 400/25-2 200	50	30	7 400	400	250	6,63
СВ 900/820-1 600	80	50	9 160	900	820	8,06
СВ 1 150/1 020-2 400	180	120	13 165	1 150	1 020	14,17
СВ 1 380/1 220-2 000	240	160	11 060	1 380	1 220	19,96
СВ 1 620/1 420-2 400	340	240	13 125	1 620	1 420	27,0
СВ 1 860/1 620-2 800	500	340	14 880	1 860	1 620	34,47

Зрошуюча вода в трубу-розпилувач може подаватися центральним (як показано на рис. 3, б), периферійним і плівковим способами. Тиск води перед форсунками звичайно складає 0,2 МПа – 0,3 МПа. Питома витрата води на зрошення становить 0,5 кг/м³ (0,0005 м³/м³ – 0,0015 м³/м³) очищеного газу. Периферійне зрошення труби-розпилувача конструктивно простіше, але при ньому зростає гідравлічний опір. Плівкове зрошення рекомендується при очищенні газів від пилу, здатного злипатися. Для різних типів газопромивачів розроблені регульовальні характеристики, які визначають залежність гідравлічного опору апарата від питомого зрошення потоку. Взагалі гідравлічний опір скрубєрів Вентурі складає 2 200 Па – 12 800 Па.

Труба-розпилувач може мати круглий, щілинний або кільцевий перерізи. Круглий переріз використовують при невеликих кількостях очищеного газу; при витратах газу понад 40 000 м³/год використовують дві інші модифікації труб. При подаванні води тільки крізь центрально розташовані форсунки діаметр горловини не слід робити більшим ніж 800 мм, при горловині прямокутного перерізу її ширина не повинна перевищувати 500 мм. Якщо за розрахунком ці

розміри більші від указаних, то необхідно використовувати декілька труб Вентурі, об'єднаних у блок. Широко використовуються в промисловості скрубери Вентурі з кільцевим перерізом горловини; розроблено уніфікований ряд таких скрубєрів. Перша модифікація використовується для очищення газів з витратою 2 000 м³/год. – 5 000 м³/год., допустимою температурою газів 400 °С та концентрацією пилу до 30 г/м³. Потрібний рівень гідравлічного опору забезпечується за рахунок зміни значень питомого зрошення від 0,5 л/м³ до 3,5 л/м³ та швидкості газу в горловині.

Друга модифікація скрубєрів Вентурі розрахована на продуктивність 5 000 м³/год – 50 000 м³/год. Для регулювання перерізу горловини встановлено уліточний обтікач.

Ефективність роботи скрубєра визначається переважно швидкістю газу в горловині труби й питомою витратою зрошуючої рідини. Доцільно підвищувати ступінь очищення газу, в основному за рахунок збільшення швидкості, а не витрати зрошуючої рідини.

3.2.2 Методика розрахунку скрубєра Вентурі

Розрахунок ефективності роботи скрубєра Вентурі можна проводити на основі даних про фракційний ступінь очистки або за допомогою енергетичної теорії мокрої вловлювання. В основі енергетичної теорії лежить той факт, що ефективність уловлення пилу мокрим методом залежить тільки від втрат тиску і не залежить від розміру та конструкції вловлювача. До загальних витрат енергії на очистку належать як енергія, що йде на подолання опору при проході запиленого газу крізь апарат, так і енергія, яка витрачається на розпилення води.

Таким чином, витрата енергії на обробку рідиною певного об'єму газу, кДж/1000м³:

$$K = \Delta P_{an} + P_p \cdot \dot{m}, \quad (3.20)$$

де ΔP_{an} – гідравлічний опір апарата, Па;

P_p – тиск розпилюваної рідини на вході в апарат, Па;

\dot{m} – питома витрата зрошуючої рідини, м³/м³ газу.

Ступінь вловлювання пилу:

$$\eta = 1 - \exp(-B \cdot K^x), \quad (3.21)$$

де B та x – константи, які залежать від властивостей вловлюваного пилу (див. табл. 3).

Порядок виконання розрахунку

За формулою

$$\eta = (z_1 - z_2)/z_1, \quad (3.22)$$

де z_1 і z_2 – відповідно початкова і кінцева запиленість газу, г/м^3 визначають потрібний ступінь вловлювання пилу.

Густину газу на вході обчислюємо за формулою:

$$\rho_1 = \rho_0 \cdot (273 \cdot (101,325 - P_1)) / ((273 + t_1) \cdot 101,325). \quad (3.23)$$

Густина газу на виході з труби Вентурі (без урахування зміни вологості газу):

$$\rho_2 = \rho_0 (273(101,325 - P_1 - \Delta P_{\text{тр}})) / ((273 + t_2) \cdot 101,325). \quad (3.24)$$

Температура газів на виході:

$$t_2 = (0,133 - 41 \cdot \dot{m}) \cdot t_1 + 35. \quad (3.25)$$

Об'ємна витрата газу на виході:

$$\dot{V}_2 = \dot{V}_0 \cdot \rho_0 / \rho_2. \quad (3.26)$$

У залежність (3.20) підставляємо знайдене значення η (частки одиниці), значення констант B та x і обчислюємо необхідну для одержання потрібного ступеня очищення газу питому витрату енергії K .

Беремо питому витрату зрошуючої рідини \dot{m} . Відповідно до виразу (3.20) визначаємо гідравлічний опір скрубера Вентурі, Па:

$$\Delta P_{\text{ап}} = K - P_p \cdot \dot{m}. \quad (3.27)$$

Оцінюємо гідравлічний опір краплєвловлювача ΔP_k і гідравлічний опір труби-розпилювача (труби Вентурі) $\Delta P_{\text{ап}}$, Па:

$$\Delta P_{\text{тр}} = \Delta P_{\text{ап}} - \Delta P_k. \quad (3.28)$$

Знаходимо значення коефіцієнта гідравлічного опору сухої (без подачі зрошуючої рідини) труби Вентурі ξ_1 і коефіцієнта, що враховує додаткові втрати тиску, спричинені подачею в трубу зрошуючої рідини ξ_2 .

При оптимальній з аеродинамічного погляду довжині горловини труби-розпилювача $l_2 = 0,15 \cdot d_2$ (де d_2 – еквівалентний діаметр горловини) коефіцієнт

опору ξ_1 беремо в межах 0,12...0,15. Ці значення можуть бути поширені як на круглі труби, так і на труби з прямокутним перерізом горловини.

Коефіцієнт опору труби Вентурі, зумовлений уведенням зрошуючої рідини:

$$\xi_2 = A \cdot \xi_1 \cdot \dot{m}^{B_1}, \quad (3.29)$$

де A та B_1 – емпіричні коефіцієнти, значення яких наведено в табл. 8.

Таблиця 8 - Рекомендовані значення величин

Спосіб зрошення труби-розпилювача	Швидкість газу в горловині, м/с	Довжина горловини l_2 , м	Коефіцієнт A	Коефіцієнт B_1
Центральне й плівкове підведення зрошення	>80	$(0,15 - 12,0) \cdot d_2$	$1,68 \cdot (l_2 / d_2)^{0,29}$	$1 - 1,12 \cdot (l_2 / d_2)^{-0,045}$
	<80	$0,15 \cdot d_2$	$3,49 \cdot (l_2 / d_2)^{0,266}$	$1 - 0,98 \cdot (l_2 / d_2)^{0,026}$
Периферійне підведення в конфузур	>80	$0,15 \cdot d_2$	13,4	0,024
	<80	$0,15 \cdot d_2$	1,4	-0,316
Центральне підведення зрошення в конфузур	40...150	$0,15 \cdot d_2$	0,63	-0,3
Центральне підведення в конфузур з кільцевим перерізом горловини	30...160	–	0,08	-0,502

Обчислюємо швидкість газу в горловині труби-розпилювача, м/с:

$$v_2 = (2 \cdot \Delta P_{\text{тр}} / (\xi_1 \cdot \rho + \xi_2 \cdot \dot{m} \cdot \rho_p))^{0,5}, \quad (3.30)$$

де ρ і ρ_p – відповідно густина очищеного газу й зрошуючої рідини, кг/м³.

Визначаємо діаметр горловини труби-розпилювача, м:

$$d_2 = 1,13 \cdot (\dot{V}_2 / v_2)^{0,5}, \quad (3.31)$$

де \dot{V}_2 – об'єм за робочих умов очищеного газу, м³/с.

Якщо діаметр горловини перевищує рекомендований, то слід установити кілька труб, об'єднаних у блок (число кратне 2), та перерахувати d_2 , м:

$$d_2 = 1,13 \cdot \left(\frac{\dot{V}_2}{v_2 \cdot n} \right)^{0,5} \quad (3.32)$$

$$\text{де } v_2 = 1,13^2 \cdot \left(\frac{\dot{V}_2}{n \cdot d_2} \right). \quad (3.33)$$

Аналогічно визначаються d_1 та d_3 .

Оптимальне з аеродинамічного погляду таке співвідношення розмірів труби-розпилювача: кут звуження конфузора $\alpha_1 = 25^\circ - 28^\circ$, його довжина:

$$l_1 = \frac{d_1 - d_2}{2 \cdot \operatorname{tg} \frac{\alpha_1}{2}}, \quad (3.34)$$

де d_1 – діаметр перерізу конфузора;

Довжина горловини труби $l_2 = 0,15 \cdot d_2$; кут розкриття дифузора $\alpha_2 = 6^\circ - 7^\circ$, його довжина:

$$l_3 = \frac{d_3 - d_2}{2 \cdot \operatorname{tg} \frac{\alpha_2}{2}}, \quad (3.35)$$

де d_3 – діаметр вихідного дифузора.

У разі потреби за довідниками вибираємо марку й технічні характеристики типових труб-розпилювачів, що відповідають розрахунку. Наприклад, НДІОГАЗ розробив типорозмірний ряд високонапірних скрубєрів Вентурі марки ГВПВ, що мають діаметри горловини

d_2 : 115, 135, 155, 180, 200, 240, 280, 320, 370, 420 мм.

3.2.3 Приклад розрахунку скрубєра Вентурі

Завдання

Розрахувати скрубєр Вентурі для очищення відхідних газів доменної печі;. визначити розміри, ефективність і гідравлічний опір.

Вихідні дані:

- витрата вологих газів за нормальних умов $\dot{V}_0 = 80000 \text{ м}^3/\text{год}$;
- температура газів $t = 200^\circ \text{C}$;
- розрідження перед очищенням $P_1 = 5 \text{ кПа}$;
- густина газу за нормальних умов $\rho_0 = 1,29 \text{ кг/м}^3$;

- концентрація пилу в газі на вході в газоочистку $z_1 = 23 \text{ г/м}^3$;
- напір води, що надходить на зрошення $P_p = 300 \text{ кПа}$;
- необхідна концентрація пилу в газі на виході з апарата $z_2 = 0,184 \text{ г/м}^3$.

Порядок виконання

Розрахунки проводимо на основі рекомендацій і залежностей, наведених вище. Визначаємо потрібний ступінь очищення газу за формулою (3.22):

$$\eta = (23 - 0,184)/23 = 0,992.$$

Залежність між ступенем очищення газу й затратами енергії на очищення виражається формулою (3.21). Величина η недостатньо характеризує якість очищення в інтервалі високих його значень, тому у нашому випадку доцільно використати поняття числа одиниць переносу, аналогічне застосовуваному в технологічних процесах, пов'язаних з тепло- і масообміном.

Число одиниць переносу:

$$N = \ln(1/(1-\eta)) = \ln(1/(1-0,992)) = 4,82.$$

Із зіставлення цього виразу та (3.14) випливає, що $N = Bk^x$.

У нашому випадку:

$$4,82 = 9,88 \cdot 10^{-2} \cdot k^{0,4663},$$

$$k = 4\,174,5 \text{ кДж/1000 м}^3.$$

Загальний гідравлічний опір скрубера Вентурі (формула (3.16)):

$$\Delta P_{an} = 4\,174,5 - 300\,000 \cdot 0,001 = 3\,874,5 \text{ (Па)},$$

де питому витрату рідини \dot{m} , яка зрошує газ, узято такою, що дорівнює $0,001 \text{ м}^3/\text{м}^3$ газу.

Розрахуємо параметри газу на вході в скрубер.

Густина газу на вході (формула (3.23)):

$$\rho_1 = 1,29 \cdot (273 \cdot (101,3 - 5)) / ((273 + 200) \cdot 101,3) = 0,71 \text{ (кг/м}^3\text{)}.$$

Об'ємну витрату газу, що надходить на очищення, за робочих умов обчислюємо за формулою (3.10):

$$\dot{V}_1 = 80\,000 \cdot 1,29 / 0,71 = 145\,352,1 \text{ (м}^3\text{/год.)}.$$

Витрата зрошуючої рідини (води) (формула (3.9)):

$$M = 0,001 \cdot 145\,352,1 = 145,3 \text{ (м}^3\text{/год.)}$$

Гідравлічний опір циклона-краплевловлювача на основі досвіду роботи аналогічних установок беремо $\Delta P_K = 100$ Па.

Гідравлічний опір труби-розпилювача (труби Вентурі) визначаємо за формулою (3.17):

$$\Delta P_{Tr} = 3\,874,5 - 100 = 3\,774,5 \text{ (Па)}$$

Розрахуємо параметри газу на виході зі скрубера.

Температура газів на виході (формула (3.25)):

$$t_2 = (0,133 - 41 \cdot 0,001) \cdot 200 + 35 = 53,4 \text{ }^\circ\text{C}$$

що підтверджується досвідом роботи промислових установок ($50 \text{ }^\circ\text{C} - 55 \text{ }^\circ\text{C}$).

Густина газу на виході з труби Вентурі (без урахування зміни вологості газу) (формула (3.24)):

$$\rho_2 = 1,29 (273 \cdot (101,3 - 5 \cdot 3,775)) / ((273 + 53,4) \cdot 101,3) = 0,985 \text{ (кг/м}^3\text{)}$$

Об'ємну витрату газу на виході обчислюємо за формулою (3.26):

$$\dot{V}_2 = 80\,000 \cdot 1,29 / (0,985 \cdot 3\,600) = 29,1 \text{ (м}^3\text{/с)}$$

Для розрахунку доцільно вибрати трубу Вентурі оптимальної форми з центральним підведенням зрошуючої рідини. У такому разі значення коефіцієнта гідравлічного опору сухої (незрошуваної) труби $\xi_1 = 0,15$, а емпіричні коефіцієнти $A = 0,63$, $B_1 = -0,3$ (табл. 7).

Підставивши в (3.29) числові значення, отримуємо:

$$\xi_2 = 0,63 \cdot 0,15 \cdot 0,001^{-0,3} = 0,0945 \cdot 0,001^{-0,3} = 0,75$$

Швидкість газу в горловині труби-розпилювача (формула (3.30)):

$$v_2 = (2 \cdot 3\,774,5 / (0,15 \cdot 0,985 + 0,75 \cdot 0,001 \cdot 1\,000))^{0,5} = 91,69 \text{ (м/с)}$$

Діаметр горловини труби Вентурі обчислюємо за формулою (3.31):

$$d_2 = 1,13(29,1/91,69)^{0,5} = 0,63 \text{ (м)}.$$

Одержане значення діаметра горловини не перевищує рекомендований діаметр горловини типорозмірного ряду високонапірних труб Вентурі.

Вибираємо апарат типу КМП-7.1 (з виносним краплевловлювачем) продуктивністю 58 000 м³/год – 110 000 м³/год, з діаметром горловини 710 мм.

Швидкість газу в горловині труби в такому разі:

$$v_2 = 1,13^2 \cdot 29,1/0,71^2 = 73,71 \text{ (м/с)}.$$

Беремо швидкість газу на вході до конфузора і на виході з дифузора труби Вентурі 20 м/с. При такій швидкості діаметр вхідного перерізу конфузора (формула (3.31)):

$$d_1 = 1,13 \cdot (145\,352,1/3\,600 \cdot 20)^{0,5} = 1,6 \text{ (м)},$$

а діаметр вихідного перерізу дифузора:

$$d_3 = 1,13 \cdot (29,1/20)^{0,5} = 1,36 \text{ (м)}.$$

З аеродинамічних міркувань оптимальний кут звуження конфузора $\alpha_1 = 25^\circ - 28^\circ$ і кут розкриття дифузора $\alpha_2 = 6^\circ - 7^\circ$. Характерні довжини горловини обираємо такими:

$$l_1 = (d_1 - d_2)/2\text{tg}(\alpha_1/2) = (1,6 - 0,63)/2\text{tg}(25/2) = 0,97/0,44 = 2,2 \text{ (м)};$$

$$l_2 = 0,15d_2 = 0,15 \cdot 0,63 = 0,0945 \text{ (м)};$$

$$l_3 = (d_3 - d_2)/2\text{tg}(\alpha_2/2) = (1,36 - 0,63)/2\text{tg}(6/2) = 0,73/0,1 = 7,3 \text{ (м)}.$$

3.2.4 Вихідні дані для виконання індивідуальних завдань до практичної роботи «Розрахунок скрубера Вентурі»

Завдання: розрахувати параметри роботи та конструктивні характеристики скрубера Вентурі, призначеного для очищення викидів в атмосферу відповідно до варіанту.

Вихідними даними для розрахунку є:

- витрата вологих газів за нормальних умов $\dot{V}_{0В}$, м³/год;
- температура газів t , °С;
- розрідження перед очищенням P_1 , кПа;

- склад газу для усіх варіантів - повітря ;
- концентрація пилу в газі на вході в апарат очистки z_1 , г/м³;
- напір води, що надходить на зрошення P_p , кПа;
- необхідна ступінь вловлювання, η , %.

Кількісні показники вихідних даних відповідно до варіанту наведені у табл. 9.

Таблиця 9 – Вихідні дані для розрахунку параметрів порожнистого скрубера

№ вар.	$V_{ов}$, м ³ /с	t_r , °С	P_1 , кПа	z_1 , г/м ³	P_p , кПа	η , %
1	5	200	5	20	300	99
2	10	180	3	10	200	98
3	15	150	7	30	400	97
4	20	220	10	20	250	99
5	25	200	5	50	350	98
6	30	330	4	30	200	97
7	7	180	2	15	250	99
8	8	200	6	40	300	99

3.3 Пінні апарати

3.3.1 Конструктивні схеми та принцип дії пінних (тарілчастих) апаратів

Найпростіший тарілчастий пиловловлювач представляє собою апарат, перегороджений горизонтальною тарілкою з рівномірно розподіленими дрібними отворами [6]. Запилений газ подається під тарілку й відсмоктується з верхньої частини апарата; пилозатримуюча рідина подається на тарілку зверху. Відпрацьовану рідину можна відводити двома способами: повним провалом її крізь тарілку в бункер (рис. 4, а) або частковим зливанням крізь поріг, установлений на кінці решітки з краю (рис. 4, б).

Звичайно застосовують тарілчасті апарати, які працюють у провальному режимі.

Апарат з провальними тарілками. При малих швидкостях газу апарат працює в режимі барботування, при якому газ рухається окремими бульбашками крізь шар рідини. При швидкості газу в апараті 1 м/с - 1,2 м/с режим барботування змінюється пінним, за якого рідина, що знаходиться на тарілці, переходить у стан турбулізованої піни. З моменту виникнення піни різко збільшується міжфазна поверхня та знижуються дифузійний і термічний опір. Міжфазна поверхня внаслідок проникнення вихорів кожної із фаз крізь межу їх розподілу безперервно руйнується і знову відновлюється. Це сприяє відведенню вловленого пилу, який безперервно осаджується на плівці рідини, що утворюється. Шлам видаляється з рідиною, що протікає крізь отвори тарілки в

бункер апарата. При пінному режимі зі збільшенням швидкості газу опір шару піни змінюється незначною мірою.

Подальше підвищення швидкості газу $v = v_{кр}$ ($v_{кр} \approx 2 \text{ м/с} - 2,5 \text{ м/с}$) приводить до виникнення хвильового режиму, який характеризується коливаннями шару рідини внаслідок прориву газових струменів на різних ділянках решітки. Характерними ознаками цього режиму постають значне зростання гідравлічного опору та інтенсивне винесення крапель рідини, що призводить до порушень нормальної роботи апарата. Границею хвильового режиму є «захлинання» пиловловлювача, при якому припиняється провал рідини крізь решітку і відбувається миттєве підймання її шару.

Для звичайних умов швидкість руху повітря в апараті складає $1 \text{ м/с} - 1,5 \text{ м/с}$, критична швидкість – $2 \text{ м/с} - 2,3 \text{ м/с}$, питоме зрошення – $0,4 \text{ дм}^3/\text{м}^3 - 0,6 \text{ дм}^3/\text{м}^3$ газів.

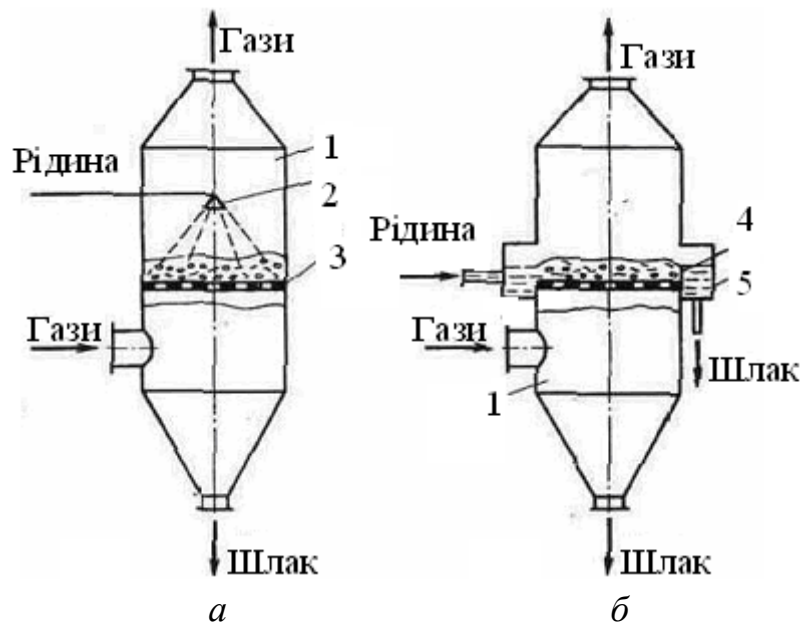


Рисунок 4 - Тарілчасті апарати:

a - з провальними тарілками; *б* - з переливом:

1 — корпус; 2 — зрошувач; 3 — тарілка;

4 — переливний поріг; 5 — зливний відсік

Апарат з переливом. Відмінною рисою переливних апаратів (рис. 4, *б*) є наявність обладнання для зливу відпрацьованої рідини в зливну коробку.

Для фіксації визначеної товщини шару рідини апарат забезпечується переливним порогом 4. У цілях запобігання утворення відкладень на тарілці, частина рідини (не менше 50 %) відводиться крізь отвори в бункер. Величина провалу залежить від швидкості газу v_0 в отворах тарілки; при $v_0 = 10 \text{ м/с} - 17 \text{ м/с}$ провал цілком припиняється. Нормальний пінний режим устанавлюється при $v_0 = 6 \text{ м/с} - 10 \text{ м/с}$. Застосування переливу дозволяє у два - три рази скоротити

витрати води на очищення, у даному випадку вони складають $0,2 \text{ дм}^3/\text{м}^3 - 0,3 \text{ дм}^3/\text{м}^3$.

Через можливість утворення відкладень пінні апарати з переливом сьогодні мало використовуються як пиловловлювачі.

Головним недоліком пінних апаратів є бризковинесення. Борються з бризковинесенням знижуючи швидкість газу, а також встановлюючи у верхній частині апарата інерційні бризковловлювачі. Повністю ліквідувати бризковинесення складно.

Конструктивне оформлення пінних апаратів. Корпус пінного апарата може бути прямокутним та циліндричним. У першому випадку легше забезпечити рівномірне розподілення рідини, у другому – газу. Розміри пінного апарата визначають можливість рівномірного розподілення газу, діаметр апарата не повинен перевищувати $2 \text{ м} - 2,5 \text{ м}$.

Тарілки пінного пиловловлювача можуть бути щілинними (рис. 5, а) та дірчастими (рис. 5, б). „Живий” переріз тарілки знаходиться в межах $0,2 \text{ м}^2/\text{м}^2 - 0,25 \text{ м}^2/\text{м}^2$. Для запобігання забруднення діаметр круглих отворів приймають $4 \text{ мм} - 8 \text{ мм}$, ширину щілин $4 \text{ мм} - 5 \text{ мм}$; оптимальна товщина тарілки $4 \text{ мм} - 6 \text{ мм}$. При більших розмірах апаратів підведення води на тарілки секціонують.

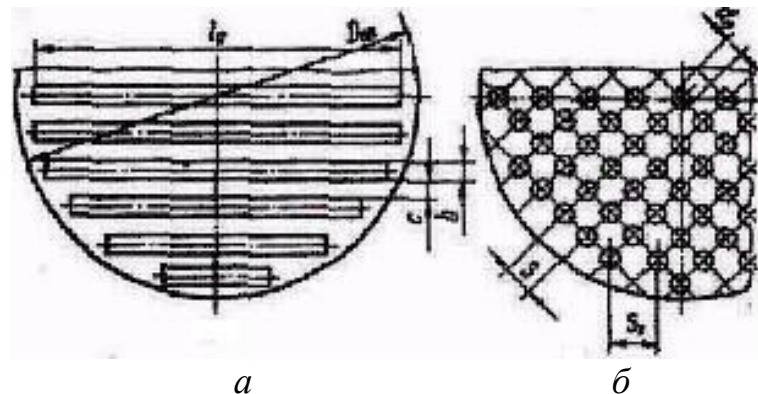


Рисунок 5 - Тарілки пінного апарата:
а - щілинна; б - дірчаста

Іноді пінні апарати виконують багатополічними. У них очищений газ проходить крізь декілька послідовно встановлених одна над одною тарілок.

Останнім часом розроблено пінні апарати типу ПАСС, головна особливість яких – установа на тарілці стабілізатора піни (рис. 6), що представляє собою комірчасту решітку, яка поділяє пінний шар на невеликі чарунки. Стабілізатор піни запобігає виникненню хвильового режиму, доки швидкість газів не досягне $4,0 \text{ м/с}$.

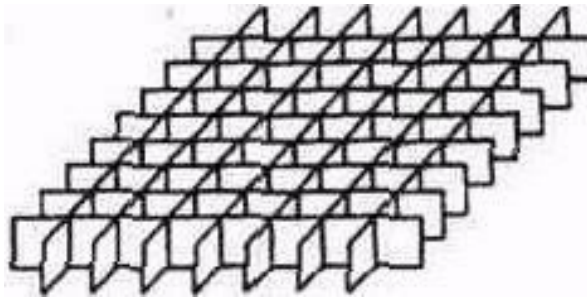


Рисунок 6 - Комірчаста решітка стабілізатора піни

3.3.2 Методика розрахунку пінних пиловловлювачів

Оскільки ефективність пиловловлювання залежить від швидкості руху повітря в апараті на початку розрахунку обирають оптимальну швидкість газу.

Верхня границя допустимої швидкості зумовлена підвищеним бризковинесенням (за експериментальними даними – при $v_r \approx 2,7$ м/с – 3,5 у підрешітковому просторі). Нижня границя швидкості визначається зменшенням піноутворення (для звичайних умов – $v_r \approx 1$ м/с).

Площина перерізу апарата, м²:

$$F = \frac{\dot{V}}{3600 \cdot v_r}, \quad (3.36)$$

де \dot{V} – витрати газу за робочих умов;

v_r – швидкість руху очищеного повітря.

Далі залежно від умов завдання визначають габаритні розміри та системи підведення води на зрошення.

Кількість води, яка подається на зрошення при очищенні газів з температурою до 100 °С розраховується, виходячи з гідродинаміки процесу та матеріального балансу газоочищення.

Витрати води складаються з витрат води, яка йде на витік та зливання. Випаровування води в даному випадку можна не враховувати.

У звичайних умовах для збереження достатньої рівномірності піноутворення по всій решітці необхідно, щоб крізь отвори витікало не більше 50 % води, яка подається.

Кількість води, що витікає крізь отвори решітки визначається масою вловленого пилу та заданим складом суспензії. Далі обирається решітка з таким вільним перерізом та діаметром отворів, щоб забезпечити встановлений витік.

При заданому ступені очищення η концентрація пилу в газі після газопромивача $C_{вих}$ визначається за формулою

$$C_{вих} = C_{вх} \cdot (1 - \eta). \quad (3.37)$$

Кількість уловленого пилу:

$$G_{\text{ул}} = \dot{V} \cdot (C_{\text{вх}} - C_{\text{вих}}). \quad (3.38)$$

Якщо відома концентрація суспензії $c = T/P$ (у кг/кг) (звичайно $T/P = 1/5 \div 1/6$), то витік $L_{\text{в}}$, тобто об'єм води, необхідний для утворення суспензії (в м³/ч), визначається за формулою:

$$L_{\text{в}} = K \cdot G_{\text{ул}} / (1000 \cdot c), \quad (3.39)$$

де K - коефіцієнт розподілення пилу між вибоком та зливною водою, що виражається співвідношенням кількості пилу, яка потрапляє у витік, до загальної кількості вловленого пилу; звичайно $K = 0,6 - 0,8$.

Слід відзначити, що отримання суспензії з $T/P > 1/5$ може спричинити забивання отворів решітки (особливо дрібних). Отримання суспензії з $T/P < 1/10$ нерациональне у зв'язку зі зростанням об'ємів.

Кількість зливної води визначається за формулою:

$$L_{\text{сл}} = i \cdot b, \quad (3.40)$$

де i – інтенсивність потоку на зливні з решітки, м³/(м·год.);

b – ширина решітки перед зливом, яка дорівнює довжині зливного порога, м.

Загальні витрати води, м³/год:

$$L = L_{\text{в}} + L_{\text{сл}}. \quad (3.41)$$

Питома витрата води, дм³/м³ газу:

$$L_{\text{пит}} = \frac{L}{\dot{V}}. \quad (3.42)$$

Далі обирається тип решітки. Основні характеристики решітки (діаметр d_0 та крок отворів у напрямках x та $y - t$ і k , відповідно) підбирають, виходячи з необхідного вибоку. Установлено, що витік зростає зі збільшенням діаметра отворів d_0 та висоти не спіненого шару води на решітці h_0 . Витік значно зростає при зменшенні швидкості газу нижче 4 м/с – 6 м/с і в підрешітковому просторі та при її підвищенні до 13 м/с – 15 м/с (швидке забивання отворів решітки пилом, підвищене бризкоутворення).

Для забезпечення нормальної роботи обладнання швидкість руху газу v_0 у великих отворах решітки обирається в межах 8 м/с – 13 м/с, для решіток з дрібними отворами – 7 м/с – 10 м/с.

При заданому розташуванні отворів у решітці співвідношення площини вільного перетину решітки f_0 до площини перерізу апарата F складає:

$$f_0 / F = v_{\Gamma} / (v_0 \cdot Z), \quad (3.43)$$

де $Z = 0,95$ — коефіцієнт, урахувуючий, що 5 % вільного перерізу займають отвори решітки.

Відомо, що співвідношення вільного перерізу S_0 до площини тарілки S повинно складати $S_0 / S = 0,2$. Тому слід перевірити виконання цієї рекомендації щодо обраної тарілки.

Висота порогу на зливі з решітки встановлюється з розрахунку створення шару піни перед злиттям висотою 60 мм – 100 мм залежно від заданого ступеня вловлювання.

Коефіцієнт швидкості пиловловлювання, м/с:

$$K_{\Pi} = 2 \cdot \eta \cdot v_{\Gamma} \cdot (2 - \eta). \quad (3.44)$$

Зв'язок між коефіцієнтом K_{Π} та висотою шару піни H при вловлюванні гідрофільного пилу із середнім розміром частинок 15 мкм - 20 мкм визначається емпіричною формулою:

$$H = K_{\Pi} - 1,95 v_{\Gamma} + 0,09, \quad (3.45)$$

інакше для пиловловлювачів:

$$H = 0,806 \cdot v_{\Gamma}^{0,5} \cdot h_0^{0,6}, \quad (3.46)$$

де h_0 — висота вихідного шару води на решітці, м.

Звідси виходить:

$$h_0 = (H / 0,806 v_{\Gamma}^{0,5})^{1/0,6}. \quad (3.47)$$

Висота вихідного шару води h_0 , пов'язана з інтенсивністю потоку на зливі та висотою зливного порога, визначається емпіричною залежністю:

$$h_0 = \varphi \cdot i^{2/3} + \psi \cdot h_{\Pi}, \quad (3.48)$$

де φ – коефіцієнт, що характеризує водозливання, для виробничих умов $\varphi = 3$;

ψ – ступінь підпору рідини порогом, для виробничих умов $\psi = 0,4$.

Висота порога, мм:

$$h_{\Pi} = 2,5 \cdot h_0 - 7,5 \cdot i^{2/3}. \quad (3.49)$$

Загальна висота газопромивача складається з висот окремих його частин: надрешіткової – h_1 , підрешіткової – h_2 і бункера $h_б$. Вони визначаються конструктивно: h_1 — залежно від бризкоутворення та розмірів бризковловлювача; h_2 — залежно від конструкції підводу газу, $h_б$ — залежно від властивостей суспензії.

3.3.3 Приклад розрахунку тарілчастого апарату

Завдання:

Виконати розрахунок пінного газопромивача за таких вихідних даних:

- витрата газу за нормальних умов $\dot{V}_0 = 50\,000 \text{ м}^3/\text{год}$;
- температура газу $t = 80 \text{ }^\circ\text{C}$;
- запиленість газу на вході в апарат (за нормальних умов) $C_{\text{вх}} = 0,01 \text{ кг/м}^3$;
- ступінь очищення газу $\eta = 0,99$.

Порядок виконання

Оскільки швидкість газу в повному перерізі апарату – основний чинник, від якого залежить піноутворення та ефективність очищення, важливо правильно вибрати розрахункову швидкість.

Прийmemo середню швидкість газу $v = 2,3 \text{ м/с}$. Визначимо площину поперечного перерізу апарату за формулою (3.23):

$$F = 50\,000 / (3\,600 \cdot 2,3) = 6,04 \text{ (м}^2\text{)}.$$

При заданому ступені очищення η концентрацію пилу в газі після газопромивача $C_{\text{вих}}$ визначимо за формулою (3.24):

$$C_{\text{вих}} = 0,01 \cdot (1 - 0,99) = 0,0001 \text{ (кг/м}^3\text{)}.$$

Кількість уловлюваного пилу (формула (3.25)):

$$G_{\text{ул}} = 50\,000 \cdot (273 / (273 + 80)) \cdot (0,01 - 0,0001) = 383 \text{ (кг/год.)}.$$

Прийmemo $c = 1/8 = 0,125 \text{ (кг/кг)}$ и $K = 0,7$. Тоді на всю решітку (формула (3.26)):

$$L_B = (0,7 \cdot 383) / (1\,000 \cdot 0,125) = 2,14 \text{ (м}^3\text{/ч)},$$

або на 1 м² решітки

$$L_B = 2,14 / 6 = 0,36 \text{ (м}^3\text{/(м}^2\text{/год.))}.$$

Через труднощі визначення параметрів решітки по даному витoku, а також враховуючи часткове випаровування води після її протікання крізь решітку, візьмемо коефіцієнт запасу $\sim 1,5$, тобто

$$L_B = 1,5 \cdot 2,14 \approx 3,3 \text{ (м}^3\text{/год.)}, \text{ або } 0,55 \text{ м}^3\text{/(м}^2\text{·год.)}.$$

Приймемо $i = 1 \text{ м}^3\text{/(м·год.)}$, з формули (3.27) знаходимо для обраного типу апарата (злив на обидва боки):

$$L_{\text{сл}} = 1 \cdot 2 \cdot 2 = 4 \text{ (м}^3\text{/год.)}.$$

Загальні витрати води (формула (3.41)):

$$L = 3,3 + 4 = 7,3 \text{ (м}^3\text{/год.)}.$$

Питомі витрати води (формула (3.42)):

$$L_{\text{пит}} = 7\,300 / 50\,000 = 0,146 \text{ (дм}^3\text{/м}^3 \text{ газу)}.$$

Вітік складає від загальних витрат води L :

$$L_B = (3,3/7,3) \cdot 100 \% = 45 \%,$$

що є прийнятним (повинно бути $L \geq 2 \cdot L_B$).

Відношення площини вільного перерізу решітки f_0 до площини перерізу апарата F складатиме (формула (3.43)):

$$f_0 / F = 2,3 / (12 \cdot 0,95) = 0,2.$$

При розташуванні отворів решітки з $d = 5$ мм по шестикутнику з кроком t , його площа та крок розташування дорівнюють:

$$t = (1,57 \cdot d^2 / (1,73 \cdot 0,2))^{1/2},$$

де $S_0 = 1,57 \cdot d^2$, $S = 1,73 \cdot t^2$, $S_0 / S = 0,2$;

$$t = (0,091 \cdot 25 / 0,2)^{1/2} = 10,7 \approx 11 \text{ (мм)}.$$

Висота порога на зливі з решітки встановлюється з розрахунку утворення шару піни перед зливом висотою 60 мм - 100 мм (залежно від заданого ступеня очищення).

Підрахуємо, якою повинна бути висота шару піни на решітці, щоб забезпечити заданий ступінь очищення $\eta = 0,99$.

Коефіцієнт швидкості пиловловлювання (формула (3.44)):

$$K_{\Pi} = 2 \cdot 0,99 \cdot 2,3 / (2 - 0,99) = 4,5 \text{ (м/с)}.$$

У даному випадку $v = 2,3$ м/с, $i = 1$ м³/(м·год). Тоді висота порога за формулою (3.32):

$$H_{\Pi} = 2,5 \cdot 13 - 7,5 \cdot (1)^{2/3} = 25 \text{ (мм)}.$$

Для забезпечення роботи апарата при коливаннях його режиму приймемо висоту порога 30 мм.

3.3.4 Вихідні дані для виконання індивідуальних завдань до практичної роботи «Розрахунок пінних пиловловачів»

Завдання: розрахувати параметри роботи та конструктивні характеристики пінного пиловловлявача, призначеного для очищення викидів в атмосферу відповідно до варіанту, наведеного у попередній практичній роботі.

СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Ратушняк Г. С. Технічні засоби очищення газових викидів : навч. посіб. – Вінниця : ВНТУ, 2005. – 158 с.
2. Зубик С.В. Техноекologia: Джерела забруднення і захист навколишнього середовища.– Львів: Орiяна-Нова, 2007.
3. Сухарев С. М., Чундак С. Ю., Сухарева О. Ю. Техноекologia та охорона навколишнього середовища: навч. посіб.. Львів: Новий Світ-2000, 2004. 256 с.
4. Крусір Г.В., Мадані М.М., О.Л. Гаркович. Техніка та технології очищення газових викидів. Навчальний посібник. – Одеса: ОНАХТ-Одеса, 2017. – 207 с.
5. Бекетов В. Є. Технології гідромеханічної очистки газів : конспект лекцій для здобувачів першого (бакалаврського) рівня вищої освіти всіх форм навчання зі спеціальності 183 – Технології захисту навколишнього середовища; Харків. нац. ун-т. міськ. госп-ва ім. О. М. Бекетова. – Харків : ХНУМГ ім. О. М. Бекетова, 2022. – 75 с.
6. Джигирей В. С. Екологія та охорона навколишнього середовища : навчальний посібник. – Київ : Знання, 2002. – 203 с.

ДОДАТОК А

Таблиця А1 - Ентальпії газів залежно від температури

$t, ^\circ\text{C}$	CO_2	N_2	O_2	H_2	CO	CH_4	H_2O	Повітря
0	0	0	0	0	0	0	0	0
100	170,0	129,8	131,9	129,2	130,2	160,9	150,7	132,3
200	357,5	260,0	267,1	259,6	261,5	349,4	304,4	266,3
300	559,0	391,9	407,0	390,6	395,7	563,2	462,7	402,8
400	772,1	526,7	551,0	521,7	532,2	800,7	626,4	541,8
500	996,5	664,1	699,2	654,0	671,0	1 060,2	794,7	684,1
600	1 222,6	803,9	850,0	785,9	802,2	1 341,8	967,2	829,9
700	1 461,2	946,3	1 004,9	919,5	960,7	1 549,5	1 147,2	979,7
800	1 704,1	1 092,8	1 159,8	1 086,9	1 110,3	1 968,3	1 335,6	1 130,5
900	1 951,1	1 243,5	1 318,9	1 241,3	1 261,1	2 300,3	1 524,1	1 281,2
1000	2 202,4	1 394,3	1 478,0	1 330,2	1 414,4	2 647,0	1 725,0	1 436,1
1 100	2 457,8	1 545,0	1 637,1	1 469,6	1 570,1	-	1 926,0	1 595,2
1 200	2 717,4	1 695,7	1 800,4	1 614,5	1 726,3	-	2 131,2	1 765,3
1 300	2 976,9	1 850,6	1 963,7	1 758,5	1 926,8	-	2 344,7	1 913,4
1 400	3 240,7	2 009,8	2 127,0	1 904,2	2 042,8	-	2 558,2	2 076,7
1 500	3 504,5	2 164,7	2 294,5	2 072,5	2 199,8	-	2 780,2	2 240,0

Таблиця А2 - Термодинамічні властивості води та сухої насиченої водяної пари за різної температури

$T, ^\circ\text{C}$	$P_{\text{H}}, \text{ГН/м}^2$	$V^{(1)}, \text{м}^3/\text{кг}$	$V^{(2)}, \text{м}^3/\text{кг}$	$\rho'', \text{кг/м}^3$	$i', \text{кДж/кг}$	$i'', \text{кДж/кг}$
0	0,6108	0,0010002	206,3	0,004847	0,000	2 500,8
5	0,8718	0,0010001	147,2	0,006793	21,06	2 510,0
10	1,271	0,0010004	106,42	0,009398	42,04	2 519,2
15	1,704	0,0010001	77,97	0,01282	62,97	2 528,4
20	2,337	0,0010018	57,84	0,01729	83,90	2 537,2
25	3,167	0,0010030	43,40	0,02304	104,8	2 546,4
30	4,241	0,0010044	32,93	0,03036	125,69	2 555,6
35	5,622	0,0010060	25,25	0,03960	146,58	2 564,8
40	7,375	0,0010079	19,55	0,05115	167,51	2 573,6
45	9,582	0,0010099	15,28	0,06545	188,41	2 582,4
50	12,335	0,0010121	12,05	0,08302	209,30	2 591,6
55	15,741	0,0010145	9,578	0,1044	230,19	2 600,4
60	19,802	0,0010171	7,678	0,1302	251,12	2 609,2
65	25,01	0,0010199	6,201	0,1613	272,06	2 617,6
70	31,16	0,0010228	5,045	0,1982	292,99	2 626,4
75	38,55	0,0010258	4,133	0,2420	313,97	2 634,8
80	47,36	0,0010290	3,409	0,2933	334,94	2 643,1
85	57,80	0,0010324	2,828	0,3536	355,96	2 651,5
90	70,11	0,0010359	2,361	0,4235	376,98	2 659,5
95	84,52	0,0010396	1,982	0,5045	398,04	2 667,8
100	101,32	0,0010435	1,673	0,5977	419,10	2 675,8
105	120,80	0,0010474	1,419	0,7057	440,20	2 683,3
110	143,27	0,0010515	1,210	0,8263	461,34	2 691,3
115	169,06	0,0010558	1,037	0,9647	482,53	2 698,8
120	198,54	0,0010603	0,8917	1,122	503,7	2 706,3
125	232,08	0,0010649	0,7704	1,298	525,0	2 713,5
130	270,11	0,0010697	0,6688	1,496	546,4	2 720,6
140	361,5	0,0010798	0,5087	1,966	589,1	2 734,1
150	476,1	0,0010906	0,3926	2,547	632,2	2 746,7
160	618,2	0,0011021	0,3068	3,258	675,4	2 758,0
180	1 002,7	0,0011275	0,1939	5,157	763,2	2 778,4
200	1 555,6	0,0011565	0,1272	7,862	852,5	2 793,1
220	2 320,9	0,0011900	0,0861	11,62	943,8	2 801,5
240	3 349,1	0,0012291	0,0597	16,76	1 037,5	2 803,2
260	4 696,1	0,0012755	0,0422	23,72	1 135,1	2 804,9

Таблиця А3 - Основні фізичні властивості деяких газів

Газ	Формула	Молекулярна маса М, г/моль	Газова стала, Дж/(кг·К)	Стала Сазер- ленда С'	За нормальних умов	
					Густина ρ_0 , кг/м ³	Коефіцієнт динамічної в'язкості $\mu_0 \cdot 10^{-6}$, Па·с
Азот	N ₂	28,02	297	114	1,251	17
Водень	H ₂	2,016	4160	73	0,089	8,42
Водяна пара	H ₂ O	18,02	460	961	0,804	10,0
Повітря	-	28,95	288	124	1,293	17,8
Оксид вуглецю	CO	28,01	297	100	1,250	16,6
Діоксид вуглецю	CO ₂	44,01	189	254	1,976	18,7
Кисень	O ₂	32,0	260	131	1,429	20,3
Метан	CH ₄	16,04	519	162	0,717	10,3