

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ЗАПОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

ІНЖЕНЕРНИЙ НАВЧАЛЬНО-НАУКОВИЙ ІНСТИТУТ
КАФЕДРА ТЕПЛОЕНЕРГЕТИКИ ТА ГІДРОЕНЕРГЕТИКИ

Кваліфікаційна робота
другий магістерський
(рівень вищої освіти)

на тему : Аналіз умов траєкторії руху крапель рідини у висхідних потоках газу.

Виконав: студент 2 курсу, групи 8.1449
спеціальності 144 теплоенергетика

(код і назва спеціальності)

освітньої програми 144 теплоенергетика

(код і назва освітньої програми)

спеціалізації _____

(код і назва спеціалізації)

Р.А. Фурсенко
(ініціали та прізвище)

Керівник професор ПЦБ., д.т.н. Банах В.А.

(посада, вчене звання, науковий ступінь, підпис, ініціали та прізвище)

Рецензент доцент каф. ТГЕ., к.т.н. Бердишев М.Ю.

(посада, вчене звання, науковий ступінь, підпис, ініціали та прізвище)

Запоріжжя
2020

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ЗАПОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Кафедра теплоенергетики та гідроенергетики
Рівень вищої освіти другий магістерський
Спеціальність 144 Теплоенергетика
Освітня програма Теплоенергетика
Спеціалізація _____
(код та назва)
(код та назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

« 18 » грудень 2020 року

З А В Д А Н Н Я
НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ СТУДЕНТОВІ

Фурсенко Ростислав Андрійович

(прізвище, ім'я, по батькові)

1 Тема роботи (проекту) Аналіз умов траєкторії руху крапель рідини у висхідних потоках газу.

керівник роботи ПЦБ., д.т.н. Банах Віктор Аркадійович
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затвержені наказом ЗНУ від «25» травня 2020 року №601-с

2 Строк подання студентом роботи _____

3 Вихідні дані до роботи М. Запоріжжя, Експериментальна установка має шахту, заввишки 2 м і діаметром 0,35 м, резервуар з водою і мірною скляною трубкою, відбивного конусного кільця, виконаного з можливістю його переміщення під розпилувачем у вертикальному напрямі в межах $(0,1 \dots 1,2) d_o \cdot D_{ш}^{-1}$, водозбірника, зливного патрубку, насоса, розпилувача, вентилятора з електродвигуном, параметра типа РС – 5,

4 Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) аналіз перелік джерел; дослідження газоочисного апарату; дослідження залежності кількості осідаючої рідини; дослідження умов тракторії руху крапель; впровадження результатів роботи.

5 Консультанти розділів роботи

Розділ	Прізвище, ініціали та посада Консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
1	Банах В.А.		
2	Банах В.А.		
3	Банах В.А.		

6 Дата видачі завдання 05 травня 2020 р

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів кваліфікаційної роботи	Строк виконання етапів роботи	Примітка
1	Стан питання і постановка завдання досліджень	01.06.2020	
2	Дослідження газоочисного апарату	01.09.2020	
3	Впровадження результатів роботи	20.10.2020	
4	Оформлення роботи	01.11.2020	
5	Підготовка презентації та доповіді	10.12.2020	

Студент

(підпис)

Р.А. Фурсенко

(ініціали та прізвище)

Керівник роботи (проекту)

(підпис)

В.А.Банах

(ініціали та прізвище)

Нормоконтроль пройдено

Нормоконтролер

(підпис)

Ю.М. Каюков

(ініціали та прізвище)

АНОТАЦІЯ

Фурсенко Р.А. Аналіз умов траєкторії руху крапель рідини у висхідних потоках газу.

Кваліфікаційна випускна робота для здобуття ступення вищої освіти магістра за спеціальністю 144 – Теплоенергетика, науковий керівник докт. техн. наук, професор Банах В.А. Запорізький національний університет, Інженерний навчально-науковий інститут, кафедра теплоенергетики та гідроенергетики, 2020.

В роботі проаналізовано теоретичні та експериментальні дослідження умов траєкторії руху крапель рідини у висхідних потоках газу що показали їх високу ефективність та низьку енергоємність.

Ключові слова: дослідження умов траєкторії руху, процесу пиловловлювання, газоочисного апарату

ANNOTATION

Fursenko R. A. analysis of the conditions of the trajectory of liquid droplets in ascending gas flows. Qualification final work for obtaining a master's degree in higher education in specialty 144 – heat and Power Engineering, Scientific Supervisor of the doctor. technical sciences, professor V. A. Banakh Zaporozhye National University, engineering educational and Scientific Institute, Thermal Power Engineering and Hydroenergy, 2020.

The paper analyzes theoretical and experimental studies of the conditions of the trajectory of liquid droplets in ascending gas flows, which showed their high efficiency and low energy intensity.

Keywords: investigation of the conditions of the trajectory of movement, dust collection process, Gas Cleaning Device.

ЗМІСТ

ВСТУП.....	7
1.1 Аеродинамічні особливості шахт природної витяжки.....	9
1.2 Сучасні апарати і пристрої, прийнятні для очищення низьконапірних потоків газу	11
1.3 Характеристика співударних струменів	17
1.4 Дослідження з питання очищення газів низького тиску	28
2 ДОСЛІДЖЕННЯ ГАЗООЧИСНОГО АПАРАТУ.....	30
2.1 Дослідження залежності кількості осідаючої рідини від визначальних параметрів	30
2.2 Дослідження краплевідносу	44
2.2.1 Дослідження умов траєкторії руху крапель рідини у висхідних потоках газу при значеннях Re_k від 100 до 1000	46
2.2.2 Експериментальна перевірка адекватності дослідження для розрахунку траєкторії руху краплі	52
2.2 Основи процесу пиловловлювання в шахтах природного витягу.....	54
2.3.1 Дослідження процесу пиловловлювання співударними струменями у висхідних потоках газу.....	59
2.3.2 Експериментальна перевірка адекватності дослідження процесу	68
2.4 Основні параметри і аерогідродинамічні умови	73
3 ВПРОВАДЖЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ РОБОТИ.....	75
3.1 Опис газоочисного апарату	75
3.2 Методика для розрахунку газоочисного апарата і номограма для проведення розрахунку.....	79
3.4 Впровадження газоочисного апарату	82
ВИСНОВКИ	84
ПЕРЕЛІК. ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАНЬ.....	85

ВСТУП

Актуальність роботи. Висока якість навколишнього середовища та необхідна умова здорового та тривалого життя населення, яке, в свою чергу, є основою високого рівня економічного розвитку країни.

Об'єкт дослідження. Процес високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку

Предмет дослідження. Зниження рівня забруднення атмосферного повітря при застосуванні високоефективного газоочисного обладнання.

Мета роботи. Підвищення рівня екологічної безпеки атмосферного повітря шляхом застосування високоефективного газоочисного обладнання.

Задачі дослідження. Провести теоретичні та експериментальні дослідження пиловловлення у вибраних високоефективних газоочисних апаратах та визначити оптимальні режимні параметри проведення процесу газоочищення.

Методи та засоби дослідження. Процесу розсіювання дрібнодисперсного пилу в атмосфері, розрахунку параметрів процесу газоочищення, а також експериментальні методи дослідження гідродинаміки та ефективності роботи газоочисних апаратів.

Наукова новизна отриманих результатів. Встановлення залежності траєкторії руху крапель рідини у висхідних потоках газу.

Практична цінність роботи. Результати теоретичних і експериментальних досліджень на конструкції газоочисного обладнання.

Особистий внесок здобувача. Полягає в обґрунтуванні наукового напрямку, формулюванні мети роботи, проведення досліджень гідродинаміки та пиловловлення, участі і проведенні експериментальних досліджень та промислових випробувань.

Апробація роботи. Роботи викладені на:

- V Міжнародній науково-практичній конференції «Пріоритетні напрями наукових досліджень» (м. Київ, 2020).
- V Міжнародній науково-практичній конференції «Перспективи розвитку сучасної науки» (м. Київ, 2020).

Структура та обсяг роботи. Магістерська робота включає вступ, три розділи, висновок та перелік джерел посилань з позиції. Загальний обсяг складає сторінки 90, у тому числі 16 ілюстрації та 7 таблиць.

1 СТАН ПИТАННЯ І ПОСТАНОВКА ЗАВДАННЯ ДОСЛІДЖЕНЬ

1.1 Аеродинамічні особливості шахт природної витяжки

Завдяки технологічним особливостям більшість плавильних установок, а також багато допоміжних пристроїв для їх обслуговування є джерелами забруднення повітря. Не існує винятків і куполів, одиниць перевантаження сипучих матеріалів, з яких потоки газу транспортуються шахтами та димоходами під дією природної тяги.

Проте, очищення газів в ШЕВ зв'язане з наступними труднощами:

1. Пил, що виділяється, містить частинки різних розмірів, в основному, від (5 ... 100) мкм. Склад пилу дуже неоднорідний і має різні фізико-хімічні властивості.
2. В процесі плавки виділяються одночасно пил і токсичні гази.
3. Виділення газів і пилу відбувається нерівномірно, з причини нестабільності режимів технологічних процесів.

Особливо важливим для потоків газу з низьким тиском (розрідження) до 300 Па є втрата тиску потоком газу при подоланні гідравлічного опору в газоочисних агрегатах. Таким чином, гідравлічний опір пилозбірників при очищенні таких газів є одним з основних факторів, що визначають умови видалення пилу з місць його утворення .

Основоположником теорії теплової мотивації газу є великий російський вчений М. В. Ломоносов [1]. Важливу роль у розвитку цієї теорії зіграв також російський вчений В.Е. Наречений-Гржимайло [2].

У своїх роботах підкреслювалося, що обов'язковою умовою виникнення природного протягу повинна бути різниця в щільності газу через різницю температур зовнішнього повітря та відпрацьованих газів, тобто необхідну наявність підйому.

Крім того, для здійснення природного видобутку необхідно виконати ще одну додаткову умову - транспортуваний газ повинен мати достатній запас

енергії для подолання опору на шляху потоку газу (від входу в шахту до випуску в атмосферу).

Максимальне значення тяги, створюєме вертикальною шахтою, використовуємої для транспортування гарячих газів, густина яких менше густини атмосферного повітря, як відомо, рівна

$$\Delta p_{E.T.} = g \cdot H_{Ш} \cdot (\rho_B - \rho_2), \quad (1.1)$$

$$\Delta p_{E.T.} = 9.81 \cdot 35 \cdot (1.293 - 0.9) = 134.94,$$

де $H_{Ш}$ – висота, м;

g - прискорення вільного падіння, m/c^2 ;

ρ_B - густина атмосферного повітря, kg/m^3 ;

$\rho_Г$ - густина газового потоку, kg/m^3 .

Поперечний переріз шахти підібраний таким чином, щоб середня швидкість газу в ній становила не більше 6 м/с, оскільки при більших швидкостях значно збільшується гідравлічний опір, але не менше 1 м/с, оскільки холодне повітря може надходити через гирла шахти і тому найбільш різко погіршують тягу. Останнє особливо часто спостерігається у вітряну погоду або коли невелика кількість газу надходить у шахту великого діаметру.

Якщо густина рухаючихся газів в шахті, приведена до нормальних умов, близька до густини сухого повітря, тобто рівна $1,293 \text{ kg/m}^3$, то максимальне значення тяги, що створюється шахтою, як відомо, буде рівне

$$\Delta p_{E.T.} = g \cdot H_{Ш} \cdot \frac{\rho_{20} \cdot T_{ВВ}}{B_{20}} \cdot \left(\frac{1}{T_{В}} - \frac{1}{T_{Г}} \right), \quad (1.2)$$

$$\Delta p_{E.P.} = 9,81 \cdot 35 \cdot \frac{18.5 \cdot 293 \cdot 17,5}{17.5} \cdot \left(\frac{1}{293} - \frac{1}{473} \right) = 240,$$

де $H_{Ш}$ – висота, м;

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

ρ_{20} - густина атмосферного повітря, кг/м^3 ;

$T_{\text{в}}$ – температура повітря, К;

$T_{\text{г}}$ – температура газу, К;

B - барометрическое давления, мм рт. ст.

Висота ШЕВ може досягати (30 ... 40) м, тому складова повних втрат, а саме втрат на тертя, може досягати деякого значення, яке необхідно враховувати також як і гідравлічний опір газоочисного апарату, що враховується як місцевий опір.

1.2 Сучасні апарати і пристрої, прийнятні для очищення низьконапірних потоків газу

Як відомо, для видалення вагранкових газів використовуються ШЕВ, тому, враховуючи значне розповсюдження вагранок, в даній роботі було розглянуто очищення відходячих вагранкових газів.

Особливо широке застосування для очищення вагранкових газів отримали так звані мокрі іскрогасники, ступінь очищення яких змінюється в межах (60...80) % [3].

Перші іскрогасники з'явилися в 60-х роках. Найбільш простий і розповсюджений з них, представлений на (див. рис. 1.1). Гази з вагранки поступають в іскрогасник 1, де зрошуються розпорошеною водою. Зрошуюча рідина розпилюється однією форсункою 2 розташованою співвісно іскрогаснику і направленою вихідним отвором на центр відбивного зонту 3. Діаметр отвору форсунки 20 мм, а вода до розпилювача подається при надмірному тиску 0,4 МПа. Ступінь очищення газів в іскрогаснику не більше 70 %. Невисокий ступінь очищення обумовлений нерівномірністю зрошування газового потоку і недостатнім ступенем диспергування зрошуючої фази.

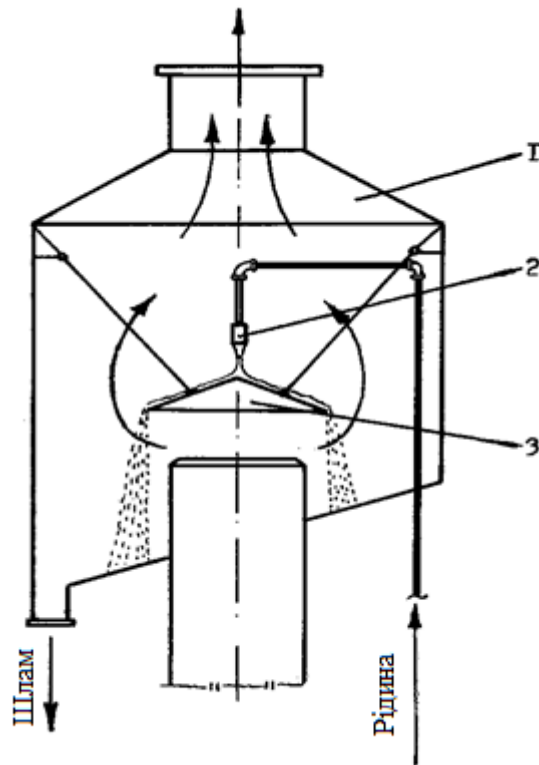


Рисунок 1.1 - Схема іскрогасника

Мокрий іскрогасник [4], який представлений (див. рис. 1.2) з чотирма ярусами зрошуючих форсунок. У трьох ярусах форсунки розташовані по осі іскрогасника, а в одному ярусі чотири розпилювачі розташовано по периметру поблизу корпусу апарату.

Зміна рівня установки форсунок в корпусі іскрогасника, як показали проведені дослідження, не знижує вмісту пилу в газах після очистки. Ця зміна лише підвищує ефективність іскрогасника як охолоджувача вагранкових газів. При перевірці впливу витрати води на ступінь очищення газів, витрату рідини збільшували поперемінно через кожну з форсунок, а потім через всі форсунки чотирьох ярусів зрошування.

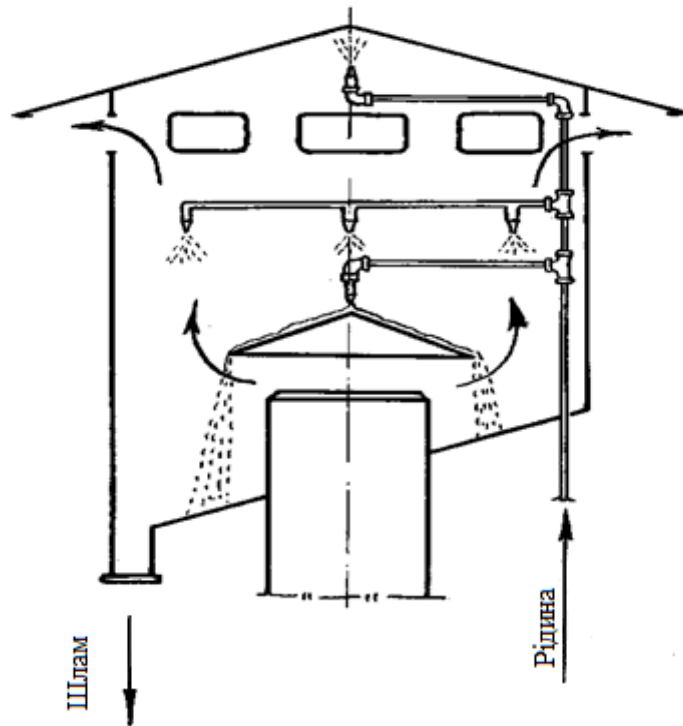


Рисунок 1.2 - Схема іскрогасника

При питомій витраті зрошуючої рідини $0,5 \text{ дм}^3/\text{м}^3$ іскрогасник виходить на оптимальний режим роботи. Подальше збільшення витрати рідини, знижуючи температуру газу, практично не покращує ефективність очищення. Незалежно від величини питомої витрати зрошуючої рідини, місця установки і кількості форсунок, очистити газ до рівня існуючих вимог не вдалося. Для осадження дрібних фракцій пилу потрібний апарат з принципово іншим методом диспергування рідини. Дослідження аеродинаміки газового потоку показали, що виходячи з-під зонта, газ не відразу повертає вгору, а спочатку переміщається горизонтально до стінок іскрогасника і вже далі рухається вздовж них. У вісьовій зоні іскрогасника утворюється застійна зона, що не бере участь в процесі осадження пилу. Звідси витікає, що розташовувати форсунки

краще не по центру іскрогасника, а в його периферійній зоні поблизу стінок корпусу на шляху руху газів. Але навіть враховуючи цю рекомендацію, недоліки такої конструкції очевидні. Ступінь очищення газів при її використанні не перевищує 78 %.

Апарат мокрого очищення газу [5] (див. рис. 1.3) .

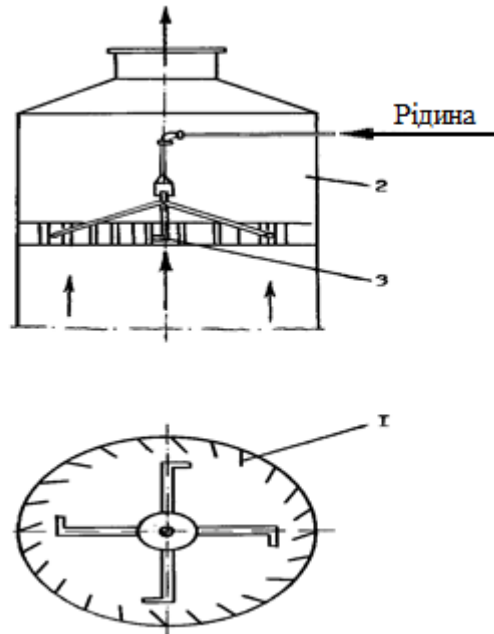


Рисунок 1.3 - Апарат мокрого очищення газу

Основною метою цієї конструкції є досягнення зрошення високої інтенсивності. Ступінь розпилення рідини регулюється зміною кута контакту струменів рідини зі світловідбиваючими решітками 1. Апарат включає корпус 2, дренажний тракт з форсунками 3.

При витіканні рідини з форсунок виникає реактивна сила, яка обертає форсунки. Струмені рідини при зіткненні з відбивною решіткою дробляться, забезпечуючи процес пиловловлювання. Проте, така система зрошування не сприяє рівномірному розподілу рідини по перетину апарату, що позначається негативно на ефективності очищення.

Середня температура газів після апарату, в якому вони очищуються і охолоджуються, складає 540 К. Не дивлячись на подачу в пиловловлювач

близько $1 \text{ дм}^3/\text{м}^3$ води, глибокого охолодження газу не відбувається із-за малого часу контакту і недостатнього перекриття перетину апарату диспергированою водою. Ступінь очищення газу в апараті не перевищує 80 %. Гідравлічний опір досягає 200 Па.

При витіканні води з форсунок, струмень рідини ударяються об відбивач і розпилюється на дрібні краплі. При цьому досягається велика поверхня дотичних фаз і створюються сприятливі умови для коагуляції порошинок з краплями рідини. До недоліків очисного пристрою відноситься те, що із-за малого діаметру вихідних перетинів сопел форсунки можуть засмічуватися при роботі на оборотній воді, а також винесення крапель диспергованої рідини. Ступінь очищення газів від пилу в цьому пиловловлювачі досягає 75 %.

У нашій державі для очищення низьконапірних газів застосовуються також порожнисті скрубери [6, 7, 8, 9]. Гази в скрубери проходять одну або декілька ступенів знепилювання і ступінь очищення при цьому не перевищує 85 %. До недоліків різних конструкцій скрубєрів відносяться значні габарити і вагу, підвищений гідравлічний опір, велика витрата рідини, необхідність в додаткових виробничих площах для їх розміщення.

В кінці 70-х років в роботах, що проводяться металургійними підприємствами США з метою запобігання забрудненню навколишнього середовища, відбувся зсув акцентів з питань очищення технологічних газів, практично вирішених, на розробку способів уловлювання і очищення низьконапірних неорганізованих викидів [10].

Сучасні тенденції, прийняті в США, з метою запобігання неорганізованим викидам низького тиску показано, що максимально уловлювання та видалення досягається за рахунок використання систем локалізації джерел пилу в поєднанні з системами повної загальнообмінної вентиляції із застосуванням потужних тягових засобів [11].

Так, на ряду металургійних підприємств були розроблені і введені в експлуатацію системи уловлювання викидів, що видаляються від місць утворення за рахунок природної тяги, які включають витяжні зонти і укриття різних конструкцій з подальшим їх виводом в тракти технологічних газів і очищенням в тканинних фільтрах [12].

Фахівці фірми «Jones and Laughlin Steel» підрахували, що для додержання законодавчих нормативів по викидах в атмосферу при використанні аналогічних систем видалення і очищення низьконапірних газів необхідно витратити 35 млн доларів [13].

Таким чином, можна відзначити, що в більшості випадків хоча і досягається ефективність очищення 99 % [7], проте впровадження і експлуатація подібних систем пов'язані з дуже великими капітальними витратами.

Крім того, для очищення низьконапірних потоків газу в США пропонуються порожнисті і насадкові скрубери [14, 15, 16], які мають, як відомо, підвищений гідравлічний опір і значну питому витрату рідині, а також великі габарити і вагу.

У Англії, ФРН, Японії, ЧССР [17, 18, 19, 20, 21] також розроблені і впроваджені різні по конструктивному виконанні скрубери, приємлемі для очищення низьконапірних газових потоків, недоліки яких в цілому відповідають вказаним раніше.

Проте, у багатьох випадках, особливо при недостатній для подолання гідравлічного опору газоочисних апаратів природній тязі, запиленні гази віддаляються через ШЕВ без очищення. Наприклад, до таких викидів слід віднести гази, що видаляються від вузлів перевантаження в аглоцехах. Оскільки запилені гази, що видаляються від місць перевантаження, мають невисоку температуру до 400 К, те розрідження в ШЕВ не перевищує 120 Па. Отже, питання розробки таких засобів очищення, які б могли ефективно очищати газ

при вказаному перепаді тиску без використання спеціальних спонукавачів тяги, вкрай актуальне.

На підставі викладеного можна зробити висновок:

1. До теперішнього часу задовільних рішень питання очищення газів, видаляємих через ШЕВ, не знайдено. У цьому напрямі потрібні додаткові дослідження і розробки.

2. Розпилювання рідини за допомогою одного сопла не дає можливості рівномірно розподілити зрошуючу рідину по перетину апарату, не забезпечує розвиненої поверхні контакту і достатнього часу взаємодії середовищ, що зменшує можливості пиловловлювання. Застосування одночасно декількох розпилювачів неминуче пов'язане із зменшенням діаметру вихідних перетинів сопл, що неприйнятно через те, що при експлуатації на оборотній воді форсунки часто засмічуватимуться.

3. Тонке диспергування рідкої фази приводить до краплевідносу, що спричиняє за собою в літній період зволоження, а в зимовий період обледеніння дахів цехів і будівель.

4. При недостатньому напорі газового потоку для подолання гідравличного опору апарату відбудуватиметься вибивання запиленого газу через нещільність шахти в цех на робочі майданчики.

5. Значні можливості для створення апаратів очищення низьконапорних потоків газу представляються при використанні плоских радіальних струменів зрошуючої рідини, що отримуються при зіткненні двох рівних по перерізу круглих струменів.

1.3 Характеристика співударних струменів

З основних положень теорії очищення газів від пилу [22] витікає, що надійність і ефективність роботи мокрих пиловловлювачів залежить не тільки від конструктивних особливостей вузлів апарату, але і від тонкості

диспергування рідкої фази, яка значною мірою визначається організацією виходу струменя з форсунки і умовами формування струменя в газовому потоці.

На підставі матеріалу, можна відзначити, що за інших рівних умов, ефективність очищення вище в тих апаратах, в яких використовуються водяні радіальні завіси.

Це можна пояснити тим, що плоскі радіальні струмені, в порівнянні з круглими, менш стійкі із-за істотного збільшення дотичних напружень на межах розділу середовищ, а також радіально розходяться траекторій руху рідини, і відносно легко розпадаються на краплі поблизу точки формування струменя. Саме ці властивості струменя відповідають основній вимозі, якій повинні задовольняти розпилювачі, – створення такого факелу при виході рідини з сопла, який би забезпечував максимальну поверхню взаємодії фаз, а, отже, володів би значною поверхневою енергією, сприяючій нестійкості струменя.

Розглянемо два круглі струмені рівного діаметру, співударних під кутом 180° . Схема розтікання рідкої плівки приведена (див. рис. 1.4).

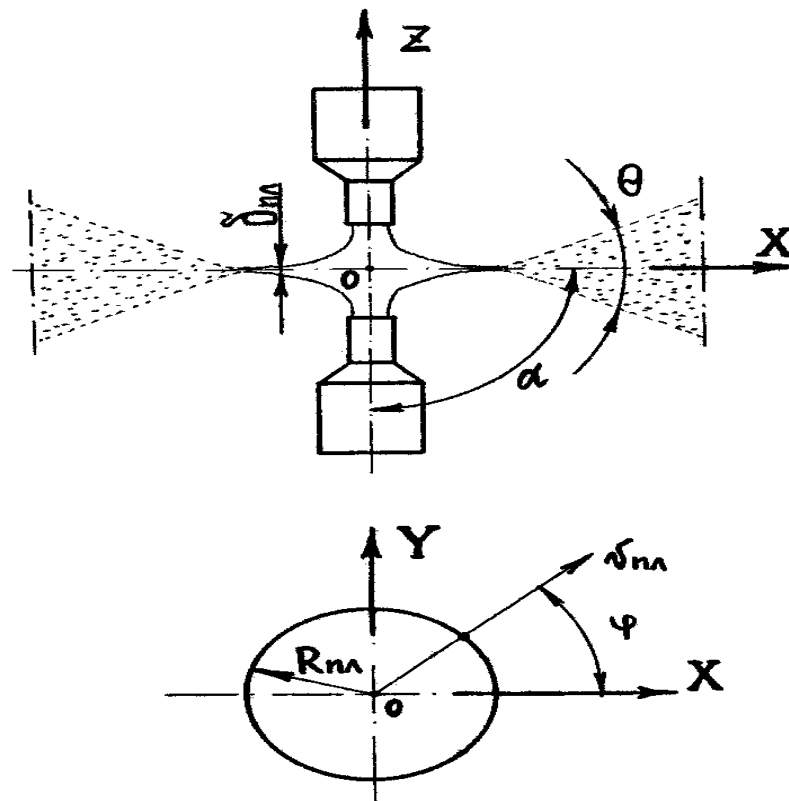


Рисунок - 1.4 Схема розтікання радіальної рідкої плівки

З крапки 0, де течія повністю гальмується, рідина розтікається радіально, утворюючи плівку, лежачу в площині симетрії, яка проходить через бісектрису кута зіткнення. Крапка 0, таким чином, є центром тиску і водорозділом. В міру того, як плівка радіально розтікається, на деякій відстані від точки зіткнення на її поверхні починають спостерігатися хвилі, розповсюджуючись вздовж плівки [23]. В результаті накладення хвиль з'являються гребені, з яких після їх відриву утворюються краплі. Крім того, краплі виникають в результаті дроблення краю плівки. Процес розтікання такої плівки описується залежностями, що зв'язують товщину плівки δ_{nl} і швидкість розтікання її v_{nl} з координатами площини розтікання [24]. Враховуючи, що обидва струмені розтікаються ідентично, цілком досить обмежитися розглядом одного струменя, вважаючи площину симетрії непроникною поверхнею [25].

Процес розтікання радіальної рідкої плівки з подальшим її розпадом на краплі є вельми складним динамічним явищем. У зв'язку з цим, для розгляду і складання схематичної картини, в достатній мірі встановлююючій послідовність розпаду струменя (від зіткнення до диспергування), необхідно визначити деякі допущення, дозволяючі декілька спростити подальший аналіз.

Приймемо, що тангенціальне перетікання рідини в плівці відсутнє, тобто $dv_1/d\varphi=0$, а також, що на достатній відстані R від точки зіткнення кривизною ліній струму в плівці можна нехтувати і вважати тиск рідини постійним по товщині плівки і рівним оточуємому [24].

При цих допущеннях умови нерозривності в роботі [26] виражені таким чином

$$2 \cdot \left(\frac{\pi \cdot d_{\phi}^2}{4} \right) \cdot v_1 \cdot \rho_1 = \int_0^{2\pi} \rho_1 \cdot v_{R0} \cdot \delta_{nl} \cdot R \cdot d\varphi, \quad (1.3)$$

де π - математична константа;

d_{ϕ}^2 - діаметр сопла форсунки, м;

ρ_1 - густина газового потоку, $\text{кг}/\text{м}^3$;

U_1 - швидкість часток, $\text{м}/\text{с}$;

U_{R0} - швидкість часток, $\text{м}/\text{с}$;

R - радіус каплі, м;

$\delta_{\text{пл}}$ - товщина плівки, мм;

$d\varphi$ - відносна площа живого перетину насатки, $\frac{\text{м}^2}{\text{м}^2}$.

Результати дослідів по дослідженню зіткнення струменів із стінкою показали, що втрати енергії при ударі струменя відносно невеликі [27]. Це дозволяє прийняти ще одне допущення про те, що швидкість течії плівки U_{R0} в початковому циліндровому перетині R_0 приблизно дорівнює швидкості витікання U_1 струменя з насадка. Для правомірності цього допущення необхідно, щоб в цьому початковому перерізі плівки площа його дорівнювала б площині вихідних перерізів форсунок.

Враховуючи прийняті допущення і, провівши відповідні перетворення, в

[27] отримано, що
$$\delta_{nl} = \frac{d_{\phi}^2}{4R}.$$

По мірі розтікання рідкої плівки товщина її не залишається постійною, а змінюється по гіперболічному закону $\delta_{nl} \cdot R = const$, що з'явилося основанием для виведення наступних залежностей, представлених в [23, 26, 28]:

$$\delta_{nl} = \frac{d_{\phi}^2}{4R} \cdot (1 + 2 \cos \alpha \cdot \cos \varphi), \quad (1.5)$$

$$\delta_{\text{пл}} = \frac{8^2}{4 \cdot 4} * (1 + 2 * 0 * \frac{\sqrt{2}}{2}) = 1;$$

$$\delta_{nl} = \frac{d_{\phi}^2}{4R} \cdot \left(\frac{1 - \cos^2 \alpha}{1 + \cos^2 \alpha} \right) \cdot \left(\frac{1}{1 - \frac{2 \cos \alpha \cdot \cos \varphi}{1 + \cos^2 \alpha}} \right), \quad (1.6)$$

$$\delta_{пл} = \left(\frac{8^2}{4 \cdot 4} \right) * \left(\frac{1 - \frac{1+2 \cdot 0}{2}}{1 + \frac{1+2 \cdot 0}{2}} \right) * \left(\frac{1}{1 - \frac{2 \cdot 0 \cdot \frac{\sqrt{2}}{2}}{1 + \frac{1+2 \cdot 0}{2}}} \right) = 0.33;$$

$$\delta_{nl} = \frac{d_{\phi}^2}{4R} \cdot \left[\frac{\sin^3 \alpha}{(1 - \cos \alpha \cdot \cos \varphi)^2} \right], \quad (1.7)$$

$$\delta_{пл} = \frac{4^2}{4 \cdot 4} * \left[\frac{\frac{3 \cdot 1 - 3 \cdot 1}{4}}{(1 - 0 \cdot 1)^2} \right] = 1.$$

Як показали експериментальні дослідження, результати яких приведені в роботі [26], рівняння (1.6) точніше визначає зміну товщини плівки, чим рівняння (1.5), приведене авторами роботи [28]. По даним роботи [29] зміна товщини плівки, розраховується в відповідно із залежністю (1.7), добре узгоджується з експериментальні даними, які представлені в роботах [26, 30].

Можливість правильно розраховувати товщину розтікаючої плівки грає, визначальну роль при виявленні гідродинамічних характеристик плоских радіальних струменів і насамперед дисперсного складу розпиленої рідини, а також радіусу радіальної розтікаючої рідкої плівки.

Поки в плівці, що розтікається, рідина не досягла краю, то цілком очевидно, що сили поверхневого натягнення переважають над силами турбулентних пульсацій. Проте, внаслідок того, що збурення, розповсюджуючіся вздовж плівки в радіальному напрямі, викликають приріст неустійкості, то починають переважати сили турбулентних пульсацій, що і тягне за собою розпад рідкої плівки на краплі.

Розмір крапель матиме той же порядок, що і величина λ_{max} , яка відповідає оптимальній довжині хвилі з максимальним темпом приросту нестійкості [31]. У цій роботі вказується, що $\lambda_{max} = (2\pi \cdot \delta_{nl})^{0,5}$.

Як видно із залежності (1.4) товщина плівки і радіус її суцільної частини взаємозв'язані між собою. Але радіус плівки в порівнянні з товщиною – величина, яку в експериментальних умовах визначити значно простіше. Тому при дослідженні плівки, що розтікається, вказаний радіус доцільно приймати як визначальний параметр.

У роботах [31, 32] на підставі експериментальних даних отримані залежності для визначення радіусу плівки, що розтікається, відповідно:

$$\frac{2R_{nl}}{d_{\phi}} = 1250 We^{-0,33}, \quad (1.8)$$

$$\frac{2R_{nl}}{d_{\phi}} = (1,3 \cdot 10^6) \cdot We^{-1}, \quad (1.9)$$

де d_{ϕ} - діаметр сопла форсунки, м;

We - критерій Вебера;

$R_{пл}$ - радіус плівки, м.

Проте, проведені нами аналіз і зіставлення розрахункових даних $R_{пл}$ виявив невідповідність результатів, отриманих на підставі виразів (1.8) і (1.9).

Відмінність результатів обумовлює необхідність проведення додаткових досліджень в цьому напрямі. Автор роботи [31] відзначає, що за умови подібності функціональної залежності

$$\frac{2R_{nl}}{d_{\phi}} = c_1 \cdot We^{-P}. \quad (1.10)$$

де $R_{пл}$ - радіус плівки, м;

d_{ϕ} - діаметр сопла форсунки, м;

c_1 - концентрація, мг/м³;

We – критерій Вебера.

Для розрахунку $R_{пл}$, у кожній осесиметричній плівці коефіцієнти у виразі (1.10) можуть бути індивідуальними. Проте рівняння (1.10) може бути взяте за основу при обробці експериментальних даних.

У роботі [27] розглянуто теоретично і перевірено експериментально розподіл рідини у факелі диспергированого плоскорадіального струменя. Для розрахунку розподілу витрати рідини в циліндровому перерізі факела (по куту ϕ) запропонований наступний вираз

$$q = \frac{V_1}{2\pi} \cdot \frac{K_0 \cdot \sin^2 \alpha}{1 + \cos^2 \alpha - 2 \cos \alpha \cdot \cos a \phi}, \quad (1.11)$$

де V_1 - швидкість газового потоку, м/с;

ϕ – кут;

π - математична константа;

K_0 - визначається по формулі.

$$q = \frac{0.0021}{2 \cdot 3.14} * \frac{172 \cdot 0.5}{1 + 0.5} = 0.0192,$$

$$K_0 = \frac{\pi}{\sin^2 \alpha} \cdot \left(\frac{1}{\int_0^{\pi} \frac{d\phi}{1 + \cos^2 \alpha - 2 \cos \alpha \cdot \cos a \phi}} \right),$$

де V_1 - швидкість газового потоку, м/с;

ϕ – кут;

π - математична константа;

a – додатковий множник;

K_0 - визначається по формулі.

$$K_0 = \frac{3.14}{0.5} \cdot \left(\frac{1}{\frac{0.49 \cdot 0.081}{1+0.113}} \right) = 172.$$

Додатковий множник a , що враховує конкретні умови взаємодії струменів в кожному випадку, як впливає з [27], необхідно визначати експериментально.

При вивченні розподілу рідини в поперечному перерізі факела приходиться стикатися з не менш складним завданням, оскільки в цьому випадку необхідно розглядати і процес руйнування рідкої плівки. Як було встановлено за допомогою іскрового фотографування [32], окрім всіх інших причин на розподіл рідини в поперечному перерізі факела значно впливає нестационарність її течії в струменях поблизу точки їх зіткнення.

Наявних даних недостатньо для отримання розрахункових залежностей при визначенні витрати рідини в поперечному перерізі факела диспергированої рідкої плівки. Дисперсний склад зрошуючої рідини є одним з найбільш важливих чинників, що визначають ефективність очищення.

Достатня кількість робіт присвячена теоретичним аспектам процесу розпилення рідини, проте, до цих пір ще не вироблене єдиної думки про протікання цього процесу.

Результати робіт Релея [33] і Вебера [34] по розпад рідких кругових струменів були перенесені на вивчення законів розпаду радіальних плівок рідини.

У роботі [35] розглядалося завдання стійкості рідкої плівки, яка рухається в газовому середовищі. В ній представлений аналіз процесу руйнування рідких плівок під дією як симетричних, так і несиметричних поверхні рідких плівок, а також розглядається питання про межу стійкості плівки по частоті коливань поверхні хвиль.

У роботі [36] розглянуто питання про рух і руйнування рідкого кільця і результатом аналізу був висновок про те, що плоска кільцева течія руйнується під дією тих же осесиметричних коливань, які являються найбільш істотною причиною руйнування круглих струменів.

Основні розрахункові залежності розпаду рідкої радіальної плівки і умови її стійкості описав Паневін І.Г. [24]. Їм вивчався двомірний рух плівки і газу в площині X, Y . При цьому на межах розділу фаз розглядалися сили поверхневого натягнення і інерційні сили, останні з яких сприяють збільшенню нестійкості плівки. На поверхні розділу фаз Паневін І.Г. припустив наявність малих гармонійних коливань, які можуть з часом або згаснути, або залишатися постійними, або наростати по амплітуді. Останнє приводить до розпаду плівки.

При будь-якій швидкості руху, як показали дослідження [37], на поверхні плівки повинні існувати як затухаючі по величині хвилі, у яких інкремент наростання коливань більше нуля, так і наростаючі по величині хвилі, у яких інкремент наростання коливань менше нуля. Межу стійкості визначають хвилі довжиною λ_0 .

Блінов В.Н. у роботі [38] зробив спробу розповсюдити теорію Релея на випадок великих швидкостей (до 30 м/с). В роботі [37] Паневін І.Г., слідуючи Блінову В.Н., і, виходячи з гіпотези Предводителева А.С. про можливість резонансу струменя і краплі, вивів залежність для визначення періоду коливання плівки рідини і краплі, на підставі яких і отримав вираз для шуканого діаметру краплі

$$d_k = \pi \cdot \sqrt{\frac{\delta_{nl} \cdot \sigma}{\rho_1 \cdot v_{nl}}}, \quad (1.12)$$

де d_k – діаметр краплин рідини, мЗ;

π - математична константа;

ρ_1 - густина газового потоку, $\text{кг}/\text{м}^3$;

U_1 - швидкість часток, М/с;

σ – поверхневий натяг краплин рідини, Н/м.

$$d_k = 3.14 \cdot \sqrt{\frac{1 \cdot 0.3}{1.293 \cdot 20.6}} = 0.34.$$

В роботі [37] указується, що в експерименті діаметр форсунок змінювався в межах від (10 ... 20) мм, а кут зіткнення в діапазоні (40 ... 160) °, перепад тиску змінювався від (0,1 ... 1,5) МПа. Краплі уловлювалися на закопчену пластинку, а їх відбитки вимірювалися під мікроскопом. При цьому припускалося, що діаметр відбитку дорівнює діаметру краплі.

Як бачимо, в залежність (1.12) входить величина товщини плівки, значення якої важко визначати. У зв'язку з цим використання виразу (1.12) у практичних цілях є складним.

Для розробки апаратів, прийнятних для очищення газів в ШЕВ, пропонувалося використовувати розпилювачі з діаметрами сопел в межах від 5 до 10 мм, тому очевидні відмінності в умовах експерименту, описаного в [37] і тих умов, які характерні для даної роботи. Крім того, в теперішній час розроблені досконаліші методи по визначенню дисперсного складу, зокрема, оптичні безконтактні методи, засновані на використанні оптичних квантових генераторів як джерела світла. На основі викладеного витікає, що для визначення дисперсного складу крапель у факелі співударних струменів, необхідно провести додаткові дослідження.

Удар струменя в перешкоду теоретично був розглянутий в роботі [39], де відмічалось, що частинки натікаючої рідини на перешкоду, змінюють напрямок свого руху на 90 °, поки сумарна кількість руху в первісному напрямі струменя не буде зведена до нуля протитиском зустрічною перешкоди. У цій же роботі представлена залежність для визначення сили прямого удару співударних струменів за умови їх взаємної непроникності

$$P_1 = \frac{\gamma_1}{g} \cdot u_1 \cdot V_1 = 2\gamma_1 \cdot F_\phi \cdot \frac{u_1^2}{2g} = 2\gamma_1 \cdot F_\phi \cdot H_{d1}, \quad (1.13)$$

де P_1 - гідравличний опір, Па;

γ_1 - кут;

g - вільне падіння, $\frac{m}{c^2}$;

u_1 - швидкість часток, М/с;

V_1 - швидкість газового потоку, м/с;

F_ϕ – площа поперечного перерізу, м².

$$P_1 = \frac{90}{9.81} \cdot 20.6 \cdot 0.0021 = 0.396.$$

Як бачимо, сила прямого удару дорівнює вазі стовпа рідини, основа якого дорівнює поперечному перерізу струменя, а висота дорівнює подвійному динамічному натиску.

Експериментально тиск в зоні зіткнення був визначений в роботах [40, 41]. Але були дані лише деякі якісні пояснення цього ефекта. Вони ґрунтувалися на припущенні, що пік тиску викликаний гідродинамічним гальмуванням зустрічних потоків. Немає даних про гідравличний опір, що створюється співударними струменями в потоці газу.

Результати досліджень співударних струменів показали, що для розробки високоефективного газоочисного пристрою, заснованого на їх використанні і володіючого низьким гідравличним опром, необхідно продовжити дослідження гідродинамічних характеристик даних засобів розпилювання рідини.

Аналіз літературних джерел показав, що цілий ряд питань, пов'язаних з розрахунком і проектуванням пиловловлювачів для очищення газів в ШЕВ і, зокрема, можливостях подальшого вдосконалення таких пристроїв, в літературі не висвітлені. Тому до цих пір відсутній загальноприйнята методика для розрахунку пиловловлювачів, прийнятих для очищення низьконапірних потоків газу.

У літературі [22] розглянут процес пиловловлювання для порожнистих скрубєрів з поперечним зрошуванням, коли рідина вводиться під прямим кутом до напрямку газового потоку і освітлено вплив різних чинників на цей процес. В апараті, що розробляється нами, потік газу рухається від низу до верху по ШЕВ із швидкістю рівної (1 ... 5) м/с, тобто з такою ж швидкістю як і в порожнистих скрубєрах і також під прямим кутом до зрошуючої рідини. Це створює основу для застосування вищезгаданої методики при розробці математичної моделі процесу пиловловлювання в розробляемому апараті.

Не виявлено досліджень, що дозволяють прогнозувати краплевідніс при взаємодії висхідного потоку газу і зрошуючої диспергованої рідини, витікаючої в газовий потік в горизонтальній площині.

1.4 Дослідження з питання очищення газів низького тиску

Проведений аналіз літературних джерел з питання очищення низьконапірних газів, що видаляються через ШЕВ, дозволило встановити наступне:

1. До теперішнього часу не розроблений апарат, дозволяючий забезпечувати необхідний ступінь очищення газів, що видаляються через шахти природної витяжки.

2. Розташування витяжних шахт на дахах, або у верхній частині будівель цехів, створює особливо складні умови для розробки і розміщення засобів очищення газів, що видаляються через ці шахти.

3. Значні можливості для розробки апаратів, прийнятних для очищення низьконапірних газів, представляються при використанні співударних струменів в якості зрошуючої фази.

4. Основна частина виконаних досліджень гідродинамічних характеристик співударних струменів не була присвячена їх вивченню з метою використання в апаратах для очищення газу в ШЕВ.

5. Недостатньо вивчені динаміка розтікання радіальної рідкої плівки, дисперсний склад факела співударних струменів.

6. Наявні залежності для розрахунку радіусу радіальної рідкої плівки не узгоджуються між собою і дають значні розбіжності результатів.

7. Не вивчений вплив аерогідродинамічних параметрів на величину гідравличного опору, що створюється співударними струменями в газовому потоці, і краплевіднос з ШЕВ.

8. Відсутня методика розрахунку апаратів, прийнятних для очищення низьконапірних газів.

2 ДОСЛІДЖЕННЯ ГАЗООЧИСНОГО АПАРАТУ

У зв'язку з поставленим завданням розробити високоефективний апарат для очищення низьконапірних газових потоків і високими вимогами, що пред'являються до надійності його роботи, особливу увагу необхідно приділити дослідженню впливу геометричних параметрів вузлів апарату на умови взаємодії контактуючих фаз.

Мета цих досліджень була в тому, аби поповнити експериментальний матеріал, який дозволить при розробці і впровадженні газоочисних пристроїв інтенсифікувати процес пиловловлювання, зменшити краплевіднос і зволоження технологічних агрегатів, над якими встановлені ШЕВ.

До основних питань конструктивного виконання апарату відносяться виявлення оптимальних параметрів конусного кільця і місця його розміщення під розпилювачем, а також місця розміщення апарату в ШЕВ.

Аби результати лабораторних досліджень можна було використовувати в практичних цілях, автором при моделюванні забезпечувалася подібність (геометричне і аерогідродинамічне) процесів взаємодії контактуючих середовищ.

2.1 Дослідження залежності кількості осідаючої рідини від визначальних параметрів

Перші випробування газоочисного апарату показали, що за відсутності тяги в ШЕВ, тобто коли по яких-небудь причинах призупиняється технологічний процес, спостерігається зволоження технологічних агрегатів, над якими встановлені ШЕВ. Це відбувається тому, що краплі рідини, що відбиваються від стінок шахти, не захоплюються газовим потоком і, внаслідок дії гравітаційних сил, осідають (падають) через центральне отвір відбивного конусного кільця в нижню частину шахти на технологічні агрегати.

Тому було поставлено завдання провести дослідження, що дозволять встановити залежність кількості осідаючої рідини від визначаючих параметрів, зокрема, від діаметру вихідного перерізу сопла і швидкості витікання рідини, а також від місця розташування відбивного конусного кільця під розпилювачем – $l \cdot D_{\text{ш}}^{-1}$ – (де l – відстань від центральної осі радіального струменя до верхнього краю відбивного конусного кільця) і його параметра $d_o \cdot D_{\text{ш}}^{-1}$ (де d_o – діаметр меншого перерізу відбивного конусного кільця).

Схема установки для дослідження складається (див. рис. 2.1): з шахти 1, заввишки 2 м і діаметром 0,35 м, резервуара 2 з водою і мірною скляною трубкою 3, відбивного конусного кільця 4, виконаного з можливістю його переміщення під розпилювачем у вертикальному напрямі в межах $(0,1 - 1,2) d_o \cdot D_{\text{ш}}^{-1}$, водозбірника 5, зливного патрубку 6, насоса 7, розпилювача 8, виконані у вигляді спрямованих один до одного двох сопел однакового діаметра, шлях подачі води 9, вентилятора 10 з електродвигуном, параметр типу РС – 5 (11).

У експериментах використовувалися сопла з діаметрами вихідних отворів $(2 \dots 4)$ мм і коефіцієнтами витрати в діапазоні $(0,81 \dots 0,83)$. Під водозбірником встановлювався піддон для збору крапель осідаючої рідини.

Шахта з метою забезпечення візуальних спостережень виготовлена з оргскла, для зручності монтаж і дослідження краплевідноса виконана секційною.

Для проведення експерименту було виготовлено п'ять конусних кілець з кутом звуження 60° , вибраним згідно рекомендацій приведених в [42, 43] і параметром $d_o \cdot D_{\text{ш}}^{-1}$ рівним 0,59; 0,50; 0,44; 0,39 і 0,37.

Експеримент по вивченню кількості осідаючої рідини, проводився таким чином. Відбивне конусне кільце з кутом звуження 60° і $d_o \cdot D_{\text{ш}}^{-1} = 0,59$ розташовувалося під розпилювачем на відстані $l \cdot D_{\text{ш}}^{-1} = 1,0$. Вода з резервуару подавалася насосом в розпилювач.

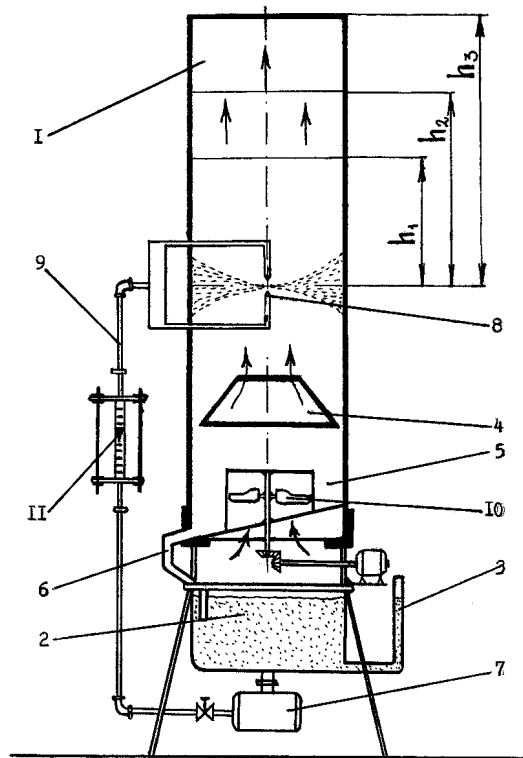


Рис. 2.1 - Схема установки для дослідження кількості що осідає рідини і процесу каплеуноса

Регулювання робочого тиску рідини, що поступає в розпилювач, здійснювалася вентилем, а контроль – по показанням манометра. Під водозбірником встановлюється піддон, в який осідали відскокуючі краплі від стінок шахти.

Секундоміром фіксувався час, в перебігу котрого визначалась кількість рідини, що осідає (q_0). Після цього збільшувався тиск рідини на 0,01 МПа і виміри кількості рідини, що осідала, повторювалися.

Далі на 0,4 зменшувався параметр $l \cdot D_{\text{ш}}^{-1}$, і для відповідних змін тиску рідини виміри повторювалися. Потім дослідження проводилися для відбивного кільця з іншим значенням параметра $d_0 \cdot D_{\text{ш}}^{-1}$ для відповідних значень параметра $l \cdot D_{\text{ш}}^{-1}$ і робочого тиску рідини. Потім ставився розпилювач з іншим діаметром

сопл і у вказаному порядку виміри повторювалися. У експериментах тиск рідини змінювався в межах (0,02 ... 0,14) МПа.

Як показали дослідження кількість осідаючої рідини є функцією наступних параметрів.

$$q_0 = f\left(\frac{F_0}{F_{\text{ш}}}; \frac{l}{D_{\text{ш}}}; \rho_1; d_{\text{ф}}; v_1; g; \sigma; R_{\text{ф}}\right), \quad (2.1)$$

де $F_0 \cdot F_{\text{ш}}^{-1}$ - безрозмірні величини;

$D_{\text{ш}}$ - діаметр шахти, м;

l - відстань від центральної осі радіального струменя, м;

ρ_1 - густина газового потоку, $\text{кг}/\text{м}^3$;

U_1 - швидкість часток, $\text{м}/\text{с}$;

σ - поверхневий натяг краплин рідини, $\text{Н}/\text{м}$;

g - вільне падіння, $\frac{\text{м}}{\text{с}^2}$;

R - радіус каплі, м.

У рівнянні (2.1) відсутні параметри газового потоку, оскільки раніше вже наголошувалося, що розглядається випадок, коли переміщення газового потоку у вертикальному напрямі всередині шахти немає і створюються найбільш сприятливі умови для осідання крапель. У рівняння (2.1) входять дві безрозмірні величини $F_0 \cdot F_{\text{ш}}^{-1}$ і $l \cdot D_{\text{ш}}^{-1}$.

Перша величина характеризує розміри відбивного конусного кільця, а другамісцерозташування його під розпилювачем. З останніх розмірних величин згідно π - теореми можна скласти чотири безрозмірних степінних комбінації. Якщо параметри v_1 , ρ_1 , $d_{\text{ф}}$ прийняти за основні, то рівняння (2.1) набере вигляду

$$\pi = f \left(1; 1; 1; \pi_4; \pi_5; \pi_6; \frac{F_o}{F_\phi}; \frac{l}{D_\phi} \right), \quad (2.2)$$

$$\pi = \frac{q_o}{\nu_1^X \cdot \rho_1^Y \cdot d_\delta^Z}; \quad \pi_4 = \frac{g}{\nu_1^{X1} \cdot \rho_1^{Y1} \cdot d_\delta^{Z1}};$$

$$\pi_5 = \frac{\sigma}{\nu_1^{X2} \cdot \rho_1^{Y2} \cdot d_\delta^{Z2}}; \quad \pi_6 = \frac{R_\phi}{\nu_1^{X3} \cdot \rho_1^{Y3} \cdot d_\delta^{Z3}}.$$

$$\pi = \frac{0.0192}{0.6^1 \cdot 1.29^0 \cdot 8^2} = 0.737,$$

$$\pi_4 = \frac{9.81}{0.6^{-2} \cdot 1.29^0 \cdot 8^1} = 0.445,$$

$$\pi_5 = \frac{0.3}{0.6^{-2} \cdot 1.29^1 \cdot 8^1} = 0.01,$$

$$\pi_6 = \frac{4}{0.6^0 \cdot 1.29^0 \cdot 8^{-1}} = 32.$$

Показники степіні згідно методу аналізу розмірності визначаються порівнянням показників степеня при розмірності чисельника і знаменника. Тому виконавши перетворення, маємо:

$$\begin{array}{lll} X = 1; & Y = 0; & Z = 2; \\ X1 = - 2; & Y1 = 0; & Z1 = 1; \\ X2 = - 2; & Y2 = 1; & Z2 = 1; \\ X3 = 0; & Y3 = 0; & Z3 = - 1. \end{array} \quad (2.3)$$

Підставляючи значення показників степеня у відповідні безрозмірні комплекси, знаходимо їх вирази:

$$\pi = \frac{q_o}{d_o^2 \cdot v_1} \approx \frac{q_o}{V_1}, \quad (2.4)$$

де π – безрозмірних степінних комбінації;

q_o – кількість рідини, що осідає, м³;

d_o – діаметр меншого перерізу відбивного конусного кільця, м;

V_1 – швидкість газового потоку, м/с;

v_1 – швидкість часток, м/с.

$$\pi_4 \cdot \pi_5 \cdot \pi_6 = \frac{g \cdot d_\phi}{v_1^2} \cdot \frac{\sigma}{\rho_1 \cdot d_\phi \cdot v_1^2} \cdot \frac{R_u}{d_\phi} = \frac{R_u \cdot g}{v_1^2} \cdot \frac{\sigma}{\rho_1 \cdot d_\phi \cdot v_1^2}. \quad (2.5)$$

де π – безрозмірних степінних комбінації;

d_o – діаметр меншого перерізу відбивного конусного кільця, м;

v_1 – швидкість часток, м/с;

ρ_1 – густина газового потоку, кг/м³;

σ – поверхневий натяг краплин рідини, Н/м;

g – вільне падіння, $\frac{m}{c^2}$;

R – радіус каплі, м.

Як впливає з виразу (2.5), безрозмірні комплекси $R \cdot g \cdot v_1^{-2}$ і $\sigma \cdot \rho_1^{-1} \cdot d_\phi^{-1} \cdot v_1^{-2}$ є відомими критеріями Fr і We . Тому, підставляючи (2.4) і (2.5) у вираз (2.2), отримаємо функціональну залежність q_o з визначальних параметрів у безрозмірній формі, яка набуде наступної форми

$$\frac{q_o}{V_1} \approx f \left(\frac{F_o}{F_u}; \frac{l}{D_u}; Fr^{-1}; We^{-1} \right), \quad (2.6)$$

$F_o \cdot F_{ш}^{-1}$ - безрозмірні величини;

D_o – діаметр шахти, м;

l - відстань від центральної осі радіального струменя, м;

We - критерій Вебера;

Fr - критерій Фруда.

Для зручності обробки експериментальних даних у виразі (2.6) два безрозмірні комплекси $F_o \cdot F_{ш}^{-1}$ і $l \cdot D_{ш}^{-1}$ виразимо у вигляді одного, який можна записати в наступному вигляді

$$\frac{\pi \cdot d_o^2}{4} \cdot \frac{4}{\pi \cdot D_{ш}^2} \cdot \frac{l}{D_{ш}} = \frac{d_o^2 \cdot l}{D_{ш}^3}, \quad (2.7)$$

де π – безрозмірних степінних комбінації;

d_o – діаметр меншого перерізу відбивного конусного кільця, м;

$D_{ш}$ – діаметр шахти, м;

l - відстань від центральної осі радіального струменя, м;

$d_o^2 \cdot l \cdot D_{ш}^{-3}$ - Результати обробки даних.

де $d_o^2 \cdot l = 0.78 \cdot 1.5 = 1.17$ – є об'єм шахти, через який осідаючі краплі, потрапляють на технологічні агрегати.

Підставивши значення знов отриманого комплексу (2.7) у вираження (2.6), функціональна залежність для визначення q_o набере наступного вигляду:

$$\frac{q_o}{V_1} = K_1 \cdot \left(\frac{d_o^2 \cdot l}{D_{ш}^3} \right)^X \cdot \left(\frac{1}{Fr \cdot We} \right)^Y, \quad (2.8)$$

де K_1 – коефіцієнт, що є функцією безрозмірного комплексу;

$d_o^2 \cdot l \cdot D_{ш}^{-3}$ - Результати обробки даних;

We - критерій Вебера;

Fr - критерій Фруда.

$$Fr = \frac{v^2}{gl} = \frac{1}{9.81 \cdot 1.5} = 0.067,$$

де v – швидкість газу, $\frac{м}{с}$;

g - вільне падіння, $\frac{м}{с^2}$;

l - відстань від центральної осі радіального струменя, м.

$$We = \frac{\rho \cdot v^2 \cdot d}{\sigma} = \frac{1 \cdot 1^2 \cdot 0.3}{0.3} = 1,$$

d – діаметр краплин рідини, мЗ;

ρ - густина газового потоку, $\frac{кг}{м^3}$;

v - швидкість часток, $\frac{м}{с}$;

σ – поверхневий натяг краплин рідини, $H/м$.

У відповідність із залежністю (2.8) проведемо обробку експериментальних даних. Результати досліджень представлені в (див. табл. 2.1) і на (див. рис. 2.1).

З огляду на те, що при проведенні досліджень безрозмірний комплекс $d_o^2 \cdot l \cdot D_{ш}^{-3}$ мав 15 значень, тому з метою зменшення громіздкості графіка (див. рис. 2.1) приведені криві, що описують експериментальні крапки, лише для деяких значень безрозмірного комплексу $d_o^2 \cdot l \cdot D_{ш}^{-3}$.

Як видно з (див. рис. 2.1), графіки апроксимуючі експериментальні дані дослідження кількості осідаючої рідини, є сімейством кривих, що описуються функцією вигляду

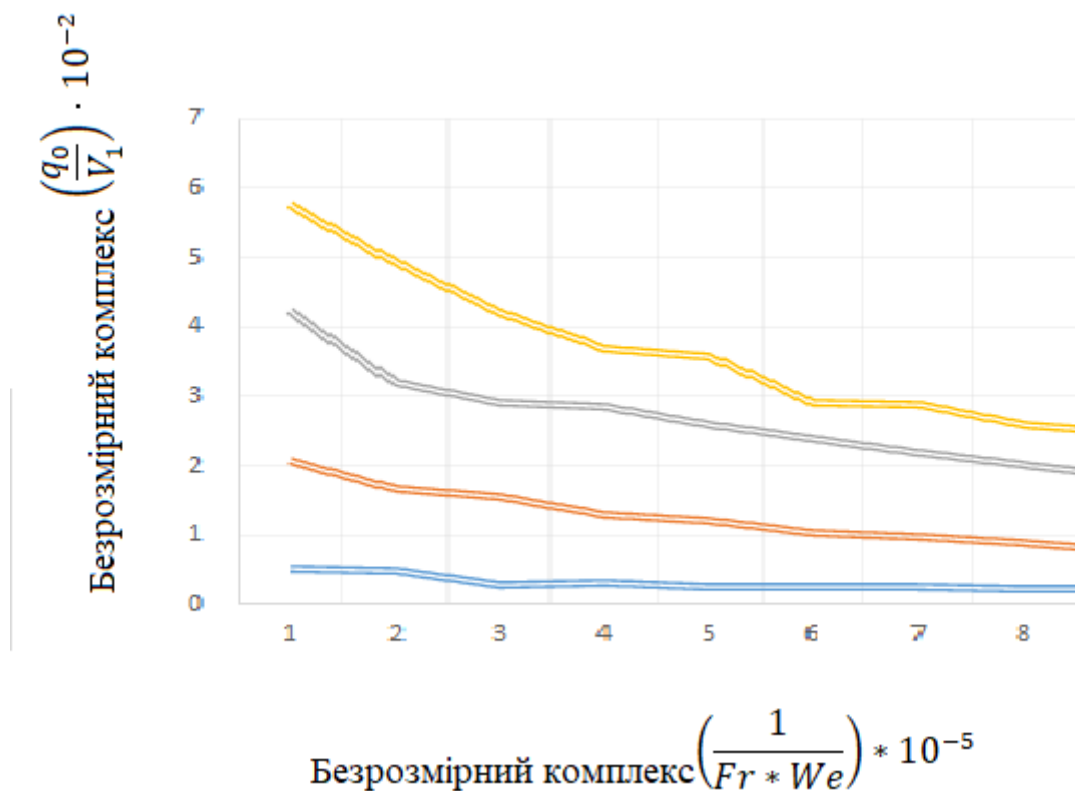


Рисунок 2.1 - Результати обробки даних

Таблиця 2.1 – Результати оброблених даних

Точка	$\left(\frac{q_0}{V_1}\right) \cdot 10^{-2}$	$\left(\frac{1}{Fr \cdot We}\right) \cdot 10^{-5}$	Точка	$\left(\frac{q_0}{V_1}\right) \cdot 10^{-2}$	$\left(\frac{1}{Fr \cdot We}\right) \cdot 10^{-5}$
1	2	3	4	5	6
1	0,4	0,52	26	0,2	2,08
2	0,56	0,48	27	0,44	1,68
3	0,72	0,28	28	0,44	1,56
4	0,8	0,32	29	0,92	1,28
5	1,04	0,24	30	1,04	1,2
6	1,44	0,24	31	1,76	1,04
7	1,56	0,24	32	1,92	0,96
8	1,68	0,23	33	2,2	0,88
9	2,2	0,22	34	2,468	0,78
10	2,68	0,21	35	2,68	0,72
11	4,68	0,2	36	4,68	0,68
12	6,12	0,16	37	6,12	0,64

Продовження таблиці - 2.1

1	2	3	4	5	6
13	6,4	0,16	38	6,4	0,64
14	0,2	4,24	39	0,2	5,76
15	0,4	3,2	40	0,32	4,92
16	0,56	2,92	41	0,56	4,2
17	0,8	2,84	42	0,88	3,68
18	0,96	2,6	43	1	3,56
19	1,32	2,4	44	1,44	2,92
20	1,84	2,2	45	1,8	2,88
21	2,2	2	46	2,24	2,6
22	2,72	1,84	47	2,72	2,48
23	4,32	1,6	48	4,32	2,08
24	6,36	1,28	49	6,45	1,8
25	6,6	1,28	50	6,64	1,8

$$\frac{q_o}{V_1} = \left[K_1 \cdot \left(\frac{d_o^2 \cdot l}{D_\phi^3} \right) \right] \cdot \left(\frac{1}{Fr \cdot We} \right)^{-B}, \quad (2.9)$$

де K_1 – коефіцієнт, що є функцією безрозмірного комплексу;

$d_o^2 \cdot l \cdot D_\phi^{-3}$ - Результати обробки даних.

We - критерій Вебера;

Fr - критерій Фруда.

$$Fr = \frac{v^2}{gl} = \frac{1}{9.81 \cdot 1.5} = 0.067,$$

де v – швидкість газу, $\frac{m}{c}$;

g - вільне падіння, $\frac{m}{c^2}$;

l - відстань від центральної осі радіального струменя до верхнього краю відбивного конусного кільця.

$$We = \frac{\rho \cdot v^2 \cdot d}{\sigma} = \frac{1 \cdot 1^2 \cdot 0.3}{0.3} = 1,$$

d – діаметр краплин рідини, мЗ;

ρ - густина газового потоку, $\text{кг}/\text{м}^3$;

v - швидкість часток, $\text{м}/\text{с}$;

σ – поверхневий натяг краплин рідини, $\text{Н}/\text{м}$.

Узагальнено метод найменших квадратів (див. таб. 2.2). Як впливає з (див. таб. 2.1), показників ступеня В у безрозмірному комплексі $\text{Fr}^{-1} \cdot \text{We}^{-1}$ дорівнює 0,4. З метою встановлення залежності коефіцієнта K_1 від безрозмірного комплексу $d_0^2 \cdot l \cdot D_{\text{ш}}^{-3}$.

Таблиця 2.2 – Результати опрацьованих даних

Точка	$K \cdot 10^{-3}$	$\frac{d_0^2 \cdot l}{D_{\text{ш}}^3}$
1	2	3
1	0,028	0,024
2	0,044	0,036
3	0,052	0,044
4	0,08	0,072
5	0,084	0,088
6	0,092	0,096
7	0,108	0,112
8	0,128	0,124
9	0,132	0,132
10	0,152	0,152
11	0,192	0,188
12	0,212	0,204
13	0,248	0,24
14	0,38	0,336
15	0,212	0,204

Був побудований графік (див. Рис. 2.2), в якому було встановлено, що нанесені на графік точки описуються лінією, що має рівняння виду: залежність безрозмірного комплексу $(q_0 \cdot V_1^{-1})$ від безрозмірного складні $(\text{Fr} \cdot \text{We})$.

$$E_1 = a \cdot \left(\frac{d_0^2 \cdot l}{D_{\text{ш}}^3} \right) - b, \quad (2.10)$$

де a і b - коефіцієнти;

$d_0^2 \cdot l \cdot D_{\text{ш}}^{-3}$ - Результати обробки даних.

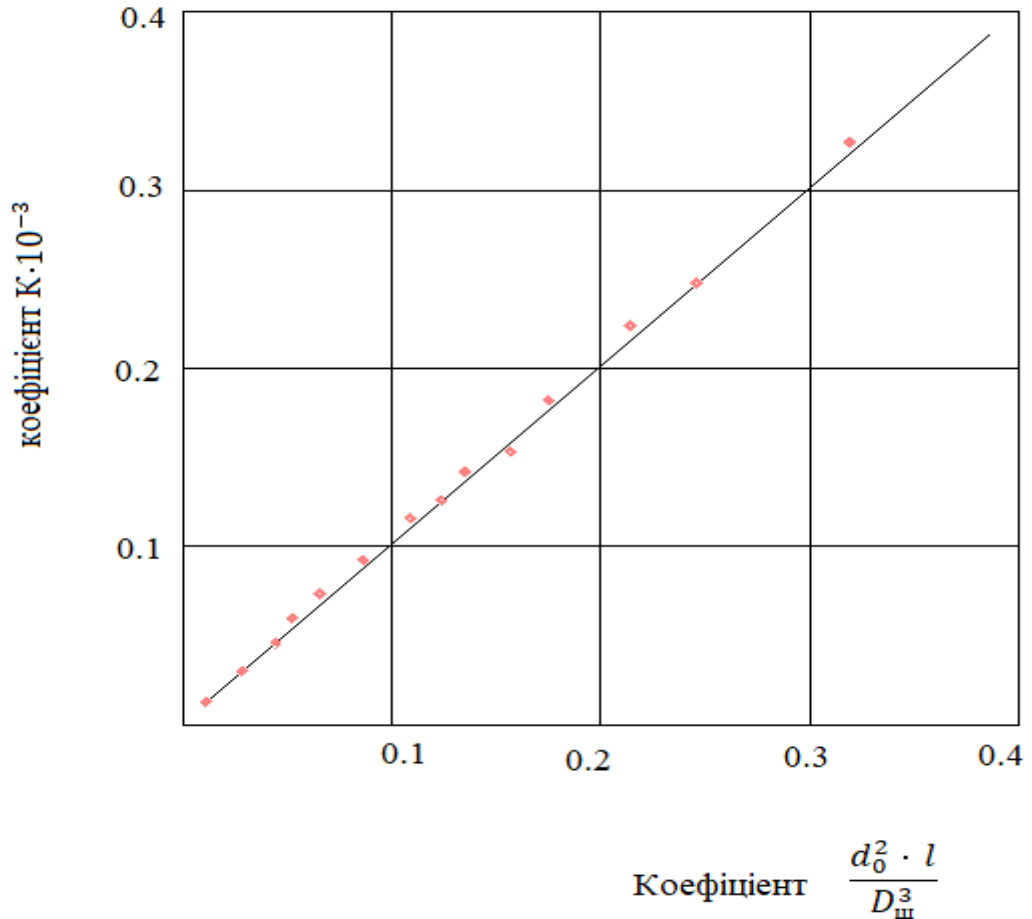


Рисунок 2.2 - Залежність коефіцієнта K_1 від безрозмірного комплексу $d_0^2 \cdot l \cdot D_{\text{ш}}^{-3}$

$$E_1 = 1.04 \cdot 10^{-3} \cdot 0.024 - 4.44 \cdot 10^{-6} = 0.2056 \cdot 10^{-6}$$

Обробивши дані (див. рис. 2.2) методом найменших квадратів, отримані значення коефіцієнтів a і b відповідно рівними $1,04 \cdot 10^{-3}$ і $4,44 \cdot 10^{-6}$.

$$\frac{q_o}{V_1} = \left[1,04 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{d_o^2 \cdot l}{D_\phi^3} \right) - 4,44 \cdot 10^{-6} \right] \cdot (Fr \cdot We)^{0,6}, \quad (2.11)$$

де V_1 - швидкість газового потоку, м/с;

q_o - кількість рідини, що осідає, м³;

$d_o^2 \cdot l \cdot D_\phi^{-3}$ - Результати обробки даних;

We - критерій Вебера;

Fr - критерій Фруда.

$$Fr = \frac{v^2}{gl} = \frac{1}{9.81 \cdot 1.5} = 0.067,$$

де v - швидкість газу, м/с;

g - вільне падіння, $\frac{m}{c^2}$;

l - відстань від центральної осі радіального струменя до верхнього краю відбивного конусного кільця.

$$We = \frac{\rho \cdot v^2 \cdot d}{\sigma} = \frac{1 \cdot 1^2 \cdot 0.3}{0.3} = 1,$$

де d - діаметр краплин рідини, м³;

ρ - густина газового потоку, кг/м³;

v - швидкість часток, м/с;

σ - поверхневий натяг краплин рідини, Н/м.

Підставивши значення a ; b і V у вираз (2.9), отримуємо співвідношення для визначення кількості осідаючої рідини залежно від визначальних параметрів, представлене в безрозмірному вигляді.

Оскільки при $d_o \cdot D_{\text{ш}}^{-1} < 0,4$ зростає гідравлічний опір із-за значного звуження газового потоку, а при $d_o \cdot D_{\text{ш}}^{-1} > 0,45$ зростає кількість осідаючої рідини так як збільшується вільний переріз шахти.

Параметр, що характеризує місцерозташування відбивного конусного кільця під розпилювачем, $l \cdot D_{\text{ш}}^{-1}$ доцільно вибирати в межах (0,2 ... 0,25). З вигляду на те, що у співударних струменів кут розкриття диспергованого факела досягає 40° , тому, навіть якщо ми не враховуємо дію гравітаційних сил, половина факела простягається нижче основної площини факела, від якої відраховується параметр $l \cdot D_{\text{ш}}^{-1}$. Тому, аби запобігти попаданню нижньої частини диспергованого факелу всередину відбивного конусного кільця, необхідно, аби значення параметра $l \cdot D_{\text{ш}}^{-1}$ було не менше 0,2.

На підставі проведених досліджень можна сказати, що для того, щоб запобігти процесу зволоження технологічних агрегатів, над якими встановлені шахти, необхідно по заданих гідродинамічних параметрах рідкої фази і геометричних розмірах розпилювача і шахти вибрати відбивне конусне кільце з відповідними розмірами і місцем установки його під розпилювачем.

Отже, вирішуючи рівняння (2.11) відносно безрозмірного комплексу $d_o^2 \cdot l \cdot D_{\text{ш}}^{-3}$, отримаємо вираз для розрахунку оптимальних розмірів відбивного конусного кільця і його розташування під розпилювачем з метою запобігання процесу зволоження технологічних агрегатів для конкретних умов витікання зрошуючої рідини і геометричних розмірів апарата

$$\frac{d_o \cdot l}{D_{\phi}^3} = \frac{\frac{q_o}{V_1} \cdot (Fr \cdot We)^{-0,4} + 4,44 \cdot 10^{-0,6}}{1,04 \cdot 10^{-0,3}}, \quad (2.12)$$

де V_1 - швидкість газового потоку, м/с;

q_o - кількість рідини, що осідає, м³;

$d_o^2 \cdot l \cdot D_{\text{ш}}^{-3}$ - Результати обробки даних;

We - критерій Вебера;

Fr - критерій Фруда.

$$Fr = \frac{v^2}{gl} = \frac{1}{9.81 \cdot 1.5} = 0.067,$$

де v – швидкість газу, М/с;

g - вільне падіння, $\frac{м}{с^2}$;

l - відстань від центральної осі радіального струменя до верхнього краю відбивного конусного кільця.

$$We = \frac{\rho \cdot v^2 \cdot d}{\sigma} = \frac{1 \cdot 1^2 \cdot 0.3}{0.3} = 1,$$

де d – діаметр краплин рідини, м³;

ρ - густина газового потоку, КГ/М³;

v - швидкість часток, М/с;

σ – поверхневий натяг краплин рідини, Н/м.

2.2 Дослідження краплевідносу

Особливе значення в області мокрого очищення газів має питання запобігання краплевідносу, оскільки у всіх мокрих пиловловлювачах в тій або іншій мірі відбувається винесення газовим потоком диспергованої рідини.

Процес краплевідносу приводить в літній період до зволоження, а в зимовий період – до обледеніння дахів цехів і будівель, а також металевих конструкцій, що спричиняє за собою корозійний знос.

Як наголошується в [44, 45] краплевіднос для кожного конкретного розміру крапель починає спостерігатися при досягненні газовим потоком визначеної швидкості. Критична швидкість для кожного конкретного варіанту взаємодіючих середовищ має визначене значення і величина її залежить як від

характеру процесу взаємодії, так і від фізичних властивостей контактуючих фаз, а також від геометричних параметрів і форми газоочисного апарата.

Інтенсивність краплевідносу для низьконапірних газових потоків згідно [46] визначається не лише швидкістю газового потоку в зоні взаємодії фаз і мірою диспергування зрошуючої рідини, але і способом підведення цієї рідини в зону контакту.

На захоплювані краплі диспергованої рідини діють сили, подібні тим, що діють на тверді частинки (порошинки), зважені в потоці газів, тому максимально можливий розмір відносимих крапель розраховується за швидкістю їх витання [47].

Проте, уловлювання крапель рідини простіше, ніж уловлювання твердих часток тому, що розміри відносимих крапель води з мокрихпилевловлювачів, як правило, значно перевищують розміри часток. Окрім, того, при осадженні краплі відразу ж коагулюють, що дозволяє легко їх відводити з краплеуловлювача. Це значно спрощує експлуатацію краплеуловлюючих пристроїв.

Виникнення краплевідносу при всіх випадках взаємодії контактуючих середовищ об'єднує загальна природа цього процесу. Вона полягає в тому, що при досягненні газом деякого критичного значення швидкості, порушується стійкість течії двофазного середовища. В результаті цього, незалежно від напрямку вектора початковій швидкості, краплі набувають напрямку вектора швидкості газового потоку.

На підставі викладеного можна зробити вивід про те, що для апаратів, використовуваних для очищення низьконапірних потоків газу, краплевіднос, в основному, визначається аерогідродинамічними параметрами і фізичними властивостями газорідинного середовища, а також геометричними розмірами

ШЕВ

$$Q_{\dot{\epsilon}} = f(V_1; d_{\dot{\epsilon}}; v_1; \rho_1; v_2; \mu_2; g; h_0; R_0; \rho_2), \quad (2.13)$$

де V_1 – швидкість газового потоку, м/с;

d_0 – діаметр меншого перерізу відбивного конусного кільця, м;

ρ_1 - густина газового потоку, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$;

U_1 - швидкість часток, м/с;

g - вільне падіння, $\frac{\text{м}}{\text{с}^2}$;

μ – динамічна в'язкість, $\frac{(\text{Н} \cdot \text{с})}{\text{м}^2}$;

R - радіус краплі, м;

ρ_2 - густина повітря;

h_0 – висота шахти над розпилювачем, м.

Параметр $h_{ш}$ включений в залежність (2.13) на тій підставі, що при русі газу по вертикальній ШЕВ внаслідок турбулентності відбувається сепарація крапель з газового потоку і осадження на стінки ШЕВ.

Осідаючі краплі під дією гравітаційних сил стікають по стінках ШЕВ. Таким чином параметр $h_{ш}$, певною мірою, грає роль геометричного розміру краплевловлюючого апарата. Як наголошується в [48], якщо немає часткового зриву рідини з утвореної на стінках шахти плівки (що має місце в нашому випадку), сепарація крапель при достатньо великому $h_{ш} \cdot R_{ш}^{-1}$ буде практично повною.

2.2.1 Дослідження умов траєкторії руху крапель рідини у висхідних потоках газу при значеннях Re_k від 100 до 1000

Для розгляду закономірностей руху витікаючої краплі в горизонтальній площині у висхідному газовому потоці проведемо нерухомі осі XOY . Початок координат крапку O сполучим з крапкою зіткнення струменів. Координатну вісь OY розмістимо вертикально вздовж центральної осі шахти. Координатну вісь OX розмістим горизонтально вздовж початкового імпульсу краплі.

В тому випадку, коли газовий потік рухатиметься вертикально знизу вгору зі швидкістю, що перевищує швидкість витання v_B для даної краплі (тобто $v_2 > v_B$), спостерігатиметься відхилення траєкторії краплі від початкової траєкторії руху в горизонтальній площині. Переміщення краплі буде складним, а траєкторія її руху – криволінійною.

Аби крапля рідини досягла стінки шахти раніше, ніж газовий потік винесе її в атмосферу необхідно, аби час, за який крапля проходить шлях $R_{ш}$, не перевищував час перебування краплі в газовому потоці при проходженні ним дороги $h_{ш}$.

Цю умову можна записати таким чином

$$t_o = \frac{R_{ш}}{v_B(t)} \leq \frac{h_{ш}}{v_2(t)} = t_y, \quad (2.14)$$

де t_o – час осідання, s;

t_y – час віднесення, s;

$R_{ш}$ – радіус шахти, м;

$h_{ш}$ – висота шахти, м.

Рух краплі рідини в газовому потоці розглянемо як рух окремої краплі під дією різних зовнішніх сил в газовому середовищі, яка чинить опір руху. Як впливає з (див. рис. 2.3), рух краплі одночасно здійснюватиметься як вздовж осі ОХ, так і вздовж осі Оу. Причому вздовж осі ОХ в початковий момент часу $t = 0$, крапля матиме швидкість, величина якої дорівнює швидкості витікання $v_{вит}$, а вектор направлений вздовж осі ОХ. Крапля, рухаючись в опорному середовищі, гальмуватиметься, тому рух краплі вздовж осі ОХ буде сповільнючимся.

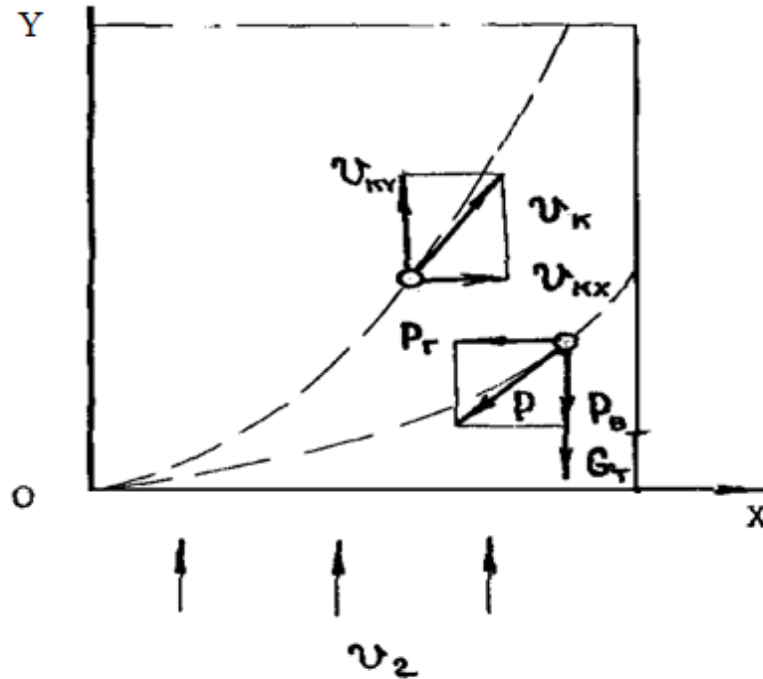


Рисунок 2.3 - Схема сил, що діють на краплю, при криволінійній траєкторії руху у висхідних потоках газу

де t_0 – час осідання, тобто час за який крапля проходить дорогу $R_{ш}$;

t_y – час віднесення, тобто час за яке крапля проходить дорогу $h_{ш}$

$$R_{ш} = \int_0^{t_0} v_B \cdot t \cdot dt ; \quad h_{ш} = \int_0^{t_0} v_2 \cdot t \cdot dt.$$

Позначимо швидкість руху краплі вздовж осі ОХ через v_{kz} , величина якої змінюватиметься в межах від $v_{вит}$ до 0, тобто є функцією часу $v_{kz}(t)$.

Вздовж осі Оу в початковий момент часу $t = 0$, крапля матиме швидкість рівну нулю. Підлягає дії газового потоку, крапля починає переміщатися уздовж осі ОУ зі швидкістю v_{kv} . Величина цієї швидкості змінюватиметься в межах від 0 до $(v_2 - v_{вит})$. Досягнувши швидкості $(v_2 - v_{вит})$, крапля здійснюватиме рівномірний рух уздовж осі ОУ.

Для визначення v_{kv} і v_k і їх зміни за часом, слід аналіз руху краплі в газовому потоці провести на основі рівняння балансу сил, що діють на краплю, який при нерівномірному русі краплі постійної маси (випаром краплі нехтуємо) згідно [49] можна записати таким чином:

$$m_e \cdot \frac{du_e}{dt} = \sum P', \quad (2.15)$$

$$\sum P' = P_r + P_{ж} = 5,22 \frac{1,7^2 \cdot 4000}{2} + 1,02 \frac{1,7^2 \cdot 997}{2} * 0,5 = 31641,07,$$

де m – питома витрата зрошуючої рідини;

dt – час прискорення, s;

du – швидкість переміщення, $\frac{m}{c}$;

$\sum P'$ сума діючих на краплю зовнішніх сил, не пов'язаних з її переміщенням, Н;

P_r – газовий потік, Н;

$P_{ж}$ – потік рідини, Н.

Уздовж осі ОУ на краплю діє сила тяжіння G_T і сила опору газового потоку P_B , яка є складовою сили P . Сила P_B визначається різницею швидкостей руху газу v_2 і краплі рідини v_k у напрямі осі ОУ. Уздовж осі ОХ діє одна сила – складова сили опору газового потоку P_2 .

Крім того, необхідно врахувати, що розміри крапель значно перевищують розміри часток пилу, тому закономірності їх руху, описані в [50], виходять за рамки тих обмежень, які справедливі для закону Стоксу, тобто мають місце умови, коли $Re_k > 0,5$.

Фукс Н.А. показав, що при криволінійному русі твердих часток (у даному випадку крапель рідини) при $Re_k > 0,5$, рух їх по осях ОХ і ОУ не є

незалежним. На підставі цього в [51] наводиться слідуєчий вираз для руху часток по криволінійній траєкторії

$$m \cdot \frac{dv}{dt} = -c \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{8} \cdot \rho_2 \cdot (v_k - v_2) \cdot |(v_k - v_2)| + \Sigma P. \quad (2.16)$$

де - перший член правої частини рівняння є вираженням для сили опору газового потоку. В нього входить абсолютна величина відносної швидкості крапель, $|(v_k - v_2)|$ що обумовлює залежність руху по осях ОХ і ОУ.

Використання для обчислення входячого в рівняння (2.16) коефіцієнта аеродинамічного опору c багатоланкових залежностей ускладнює теоретичні дослідження, оскільки в цьому випадку вираження сили опору складатиметься з двох і більш складових. Тому в [52] пропонується в інтервалі значень числа Рейнольдса менше 1000, представляючим інтерес для процесів пиловловлювання і краплевідносу, коефіцієнт аеродинамічного опору c знаходити по формулі $c = A \cdot Re^{-n}$.

У роботі [51] приведено вивчення дослідних значень коефіцієнтів аеродинамічного лобового опору куль, на підставі якого набуті значення коефіцієнтів A і n у формулі (2.17). Для інтервала значень Re_k від 100 до 1000 в [94] пропонується приймати їх відповідно рівними 5,8 і 0,37. В роботі [52] для визначення коефіцієнта аеродинамічного опору c використана формула (2.17), в яку підставлено згідно [51] вираження

$$Re = \frac{d_k \cdot |(v_k - v_2)|}{v_2}, \quad \text{що дало} \quad n = \frac{A \cdot v_2}{d_k \cdot |(v_k - v_2)|}. \quad (2.18)$$

З урахуванням вираження (2.18) в [52] отримано рівняння криволінійного руху частки довільної форми, придатне в діапазоні значень числа Рейнольдса менше 1000

$$\frac{dv_K}{dt} = -B \cdot (v_K - v_2) \cdot |v_K - v_2|^{1-n}, \quad (2.19)$$

$$\text{де } B = 0.75 \cdot k \cdot A \cdot v_2^n \cdot \frac{\rho_2}{\rho_1 \cdot d^{n+1}};$$

k – коефіцієнт форми часток.

Враховуючи, що

$$|(\bar{v}_K - \bar{v}_2)| = \left[(v_{K\bar{O}} - v_{2Y})^2 + (v_{KY} - v_{2Y})^2 \right], \quad (2.20)$$

вираження (2.19) можна представити у вигляді системи рівнянь

$$\begin{cases} \frac{dv}{dt} = -B \cdot (v_K - v_{2O}) \cdot |(v_K - v_{2O})^2 + (v_K - v_{2Y})^2|^{\frac{1-n}{2}} \\ \frac{dv}{dt} = -B \cdot (v_K - v_{2Y}) \cdot |(v_K - v_{2O})^2 + (v_K - v_{2Y})^2|^{\frac{1-n}{2}} - c_1 \cdot g \end{cases}, \quad (2.21)$$

$$\text{де: } c_1 = 1 - \rho_2 \cdot \rho_1^{-1} \sim 1.$$

Зважаючи, що краплі мають кулясту форму, тобто $k=1$, а A і n у формулі (2.17) в діапазоні числа Рейнольдса від (100 ... 1000) рівні відповідно 5,8 і 0,37 і швидкість газу v_2 прийнята у всіх крапках перерізу шахти рівній середній швидкості і направлена вертикально вгору, маємо

$$\begin{cases} \frac{dv_{OX}}{dt} = -B \cdot v_{KO} \cdot [v_{OX}^2 + (v_{KY} - v_2)^2]^{0.315} \\ \frac{dv_{KY}}{dt} = -B \cdot (v_{KY} - v_2) \cdot [v_{RX}^2 + (v_{KY} - v_2)^2]^{0.315} - g \\ \frac{dS_X}{dt} = v_{KX} \\ \frac{dS_Y}{dt} = v_{KY} \end{cases}, \quad (2.22)$$

$$\text{де } B = 4,35 \cdot \frac{\rho_2 \cdot v_2^{0,37}}{\rho_1 \cdot d_e^{1,37}}.$$

Зроблені розрахунки дозволили отримати траєкторії руху крапель води з діаметрами від (100 ... 1000) мкм, що мають початкові швидкості від (15 ... 35) м/с при середній швидкості газу в газоході від (1 ... 6) м/с. Розрахунки виконувалися для випадку, коли несучим середовищем було повітря з густиною $\rho_2 = 1,0 \text{ кг / м}^3$ і в'язкістю $v_2 = 21,1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

2.2.2 Експериментальна перевірка адекватності дослідження для розрахунку траєкторії руху краплі

Для перевірки адекватності реальному процесу краплевідноса у висхідних потоках газу були проведені лабораторні дослідження на установці.

Установка включає вертикальну шахту 1, заввишки 2 м і діаметром 0,7 м, розпилювач 8, виконаний у вигляді направлених назустріч одне одному сопел рівного діаметру. В експериментах використовувалися розпилювачі з діаметрами сопел 0,95; 2,17; 3,87; 4,83; 5,19 і 6,73 мм, коефіцієнти витрати розпилювачів знаходилися в межах (0,85 ... 0,9), вентилятор 10. Вода в розпилювач подавалася за допомогою насоса ГБ – 354. Експеримент проводився таким чином. Воду закачували в розпилювач, одночасно контроль потоку здійснювався за допомогою клапанів. Величина тиску рідини відповідно до загальновідомої залежності

$$v_{\text{вит}} = \psi \cdot (2 g \cdot H)^{0,5}, \quad (2.23)$$

$$v_{\text{вит}} = 0.85 \cdot (2 \cdot 9.81 \cdot 4) = 7.$$

де H – натиск рідини перед соплом, m вод. стовпа визначалася швидкість витікання рідини $v_{\text{ист}}$, по якій згідно вираження (2.11) розраховувався діаметр крапель d_k диспергованої рідини.

Після цього вентилятором задавалася швидкість газового потоку, яка контролювалася за допомогою трубки Піто за показаннями мікроманометра ММН, – 240 по загальноприйнятій методиці [48].

Далі через вертикальну щілину (шириною 10 мм) в газоході при допомозі спеціально виготовленої пастки на скляну пластинку уловлювались краплі, які розглядалися під мікроскопом для визначення їх величини. Вертикальна координата щілини, через яку вилітали краплі, відлічувалася від головної площини факела. Переміщення пастки вздовж вертикальної щілини здійснювалося до тих пір, поки величина уловлених крапель не ставала рівній тій, для якої був виконаний розрахунок на ЕОМ згідно системи рівнянь (2.22). Потім замірялася висота місця вильоту крапель з газоходу і порівнювалася з розрахунковою координатою S_Y траєкторії польоту краплі у висхідному газовому потоці.

Після цього послідовно змінювалися значення v_2 ; $v_{\text{вит}}$ і для другого значення d_k визначалася координата S_Y , яка також порівнювалася з розрахунковою.

Зіставлення розрахункової і експериментально отриманої координати S_Y при відповідних значеннях координати S_X для відомих параметрів газорідного середовища v_2 ; d_k ; $v_{\text{вит}}$ здійснювалася перевірка адекватності математичної моделі (2.22) для розрахунку траєкторій руху краплі у висхідних потоках газу при початковому імпульсі руху краплі в горизонтальному напрямі.

Оцінка точності експериментальних даних була проведена згідно [54]. Зважаючи на мале число вимірів в кожній крапці, розподіл помилок не зводиться до нормального (Гаусовському), тому оцінку точності вимірів необхідно виконувати, використовуючи розподіл Стюдента, залежне лише від об'єму

вибірки і не залежне від закону розподілу самих помилок [54]. Як показали розрахунки, при довірчій вірогідності $\alpha = 0,9$ довірчий інтервал Δx не перевищує $1,2 \sigma$ (де σ – стандартна помилка), що говорить про відсутність грубих промахів при проведенні вимірів, оскільки згідно [54] при $\alpha = 0,9$ допустимим є діапазон $\pm 1,65 \sigma$.

Враховуючи, що розрахункові криві для S_Y у відповідних крапках, також розташовуються в діапазоні дійсних величин заміряних координат $S_Y \pm \Delta x$, тобто знаходяться в довірчому інтервалі Δx , можна зробити вивід про те, що математична модель для розрахунку траєкторії руху краплі у висхідних потоках газу адекватна реальному процесу руху краплі в даних умовах.

На підставі аналізу результатів розрахунку і експериментальних даних можна зробити наступні висновки:

1. У вертикальних газоходах з діаметрами (0,7 ... 2,5) м, у всіх зустрічаючихся діапазонах зміни аерогідродинамічних умов, краплі, маючи діаметр 100 мкм і менш, відносяться висхідними газовими потоками.

2. Краплі з діаметрами від 100 до 400 мкм залежно від співвідношення розмірів вертикальних газоходів і аерогідродинамічних параметрів газорідного середовища можуть як відноситися газом, так і осідати на стінках газозохода.

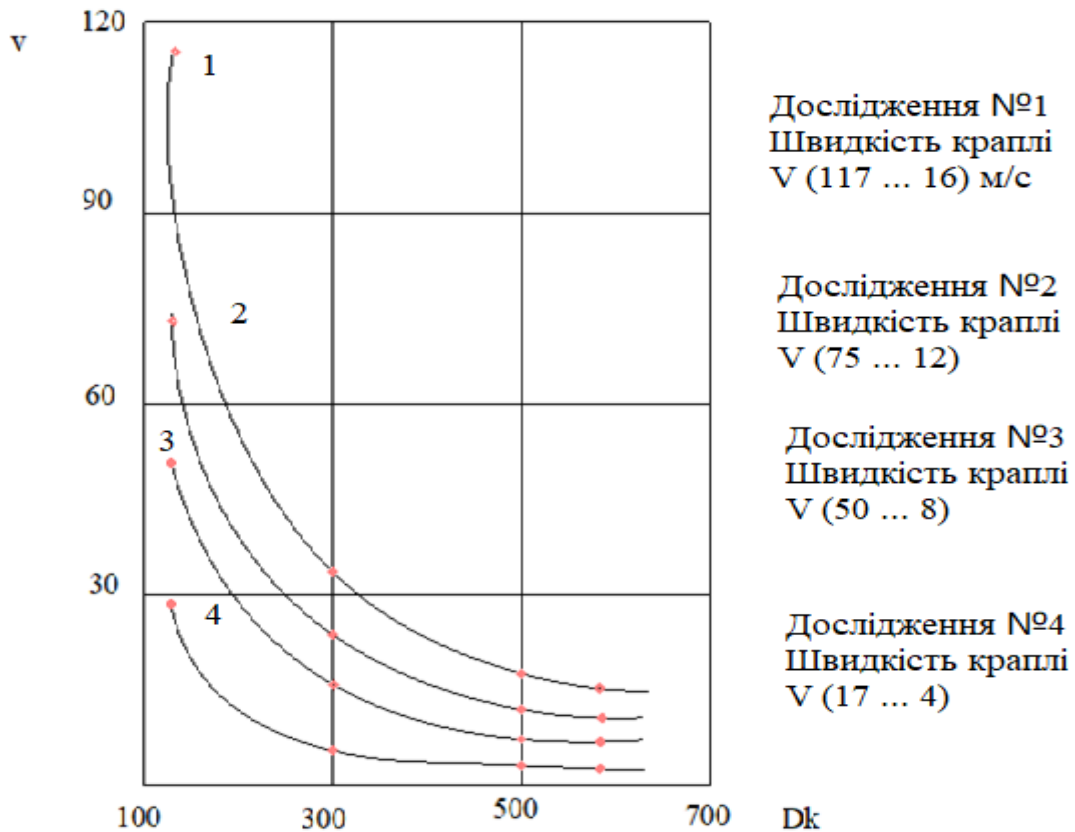
3. Краплі з діаметрами більше 400 мкм у всіх діапазонах зміни аерогідродинамічних параметрів з вертикального газоходу не відносяться.

1.2 Основи процесу пиловловлювання в шахтах природного витягу

Вивчення проблеми знепилювання в мокрих газоочисних апаратах, оснований на використанні співударних струменів як зрошуючої фази, зводиться до рішення завдання за визначенням результату коагуляції часток пилу і крапель розпорошеної рідини.

Для того, щоб реалізувати взаємодію фаз, що контактують під прямим кутом, з максимально можливим результатом коагуляції, необхідно розглянути його закономірності з врахуванням чинників, що впливають на ступінь пилевловлювання.

Як наголошується в [51], при взаємодії запиленого газового потоку з розпорошеною водою основним чинником (див. рис. 2.4), що визначає коагуляцію часток вказаних раніше розмірів, є зіткнення часток пилу і крапель рідини із-за наявності відносних швидкостей їх руху. Тобто осадження пилу на краплях в цих умовах відбувається в основному внаслідок кінематичної коагуляції.



1, 2, 3, 4 – результати експериментальних дані зі швидкістю закінчення краплі.

Рисунок 2.4 - Результати розрахунку траєкторії руху краплі

У таблицях 2.3, 2.4, 2.5, 2.6 представлені дослідження розрахунку траєкторії руху крапель.

Таблиця 2.3 – Дослідження 1

Точки	V	Dk	Точки	V	Dk
1	117	110	6	45	270
2	100	105	7	35	300
3	90	108	8	20	308
4	75	135	9	18	500
5	60	150	10	16	600

Таблиця 2.4 – Дослідження 2

Точки	v	Dk	Точки	V	Dk
1	75	105	5	27	300
2	60	110	6	16	500
3	45	150	7	14	550
4	30	230	8	12	600

Таблиця 2.5 – Дослідження 3

Точки	v	Dk	Точки	V	Dk
1	50	105	5	15	300
2	40	130	6	10	380
3	30	150	7	9	500
4	25	240	8	8	600

Таблиця 2.6 – Дослідження 4

Точки	V	Dk	Точки	V	Dk
1	28	105	5	10	300
2	20	140	6	8	450
3	15	200	7	6	500
4	12	250	8	4	600

Як видно з схеми, представленої (див. рис. 2.5), взаємодія контактуючих фаз, здійснювана під прямим кутом, є сприятливим і сприяючим протіканню кінематичної коагуляції. Розглядаєма фізична модель коагуляції зводиться до визначення усереднених відносинних швидкостей руху коагулюючих часток. Тому, аби з достатньою мірою точності розрахувати швидкість кінематичної коагуляції, необхідно визначити величину відносної швидкості (швидкості зіткнення) крапель рідини і часток пилу.

У даному випадку частки пилу, захоплюємі газовим потоком переміщуються вертикально вгору по ШЕВ.

Як відомо, в разі вертикального руху запиленого газового потоку швидкість часток пилу буде рівна.

$$v_3 = v_2 - v_B, \quad (2.24)$$

$$v_3 = 5 - 0,02 = 4,98,$$

де v_B – швидкість витання часток пилу в газовому потоці, $\text{м}^2/\text{с}$;

v_2 – швидкість газового потоку, $\text{м}^2/\text{с}$.

Проаналізувавши параметри запиленого газового потоку в ШЕВ, знаходимо, що дисперсний склад пилу знаходиться, в основному, в діапазоні 20 - 50 мкм, тому швидкість витання v_B складає (0,015 ... 0,15) м/с. Оскільки швидкість газового потоку в ШЕВ в середньому складає (1 ... 5) м/с, то можна прийняти з достатньою мірою точності швидкість часток пилу v_3 рівною швидкості газу v_2 .

Величину відносної швидкості (швидкості зіткнення) визначимо розглянувши схему, (див. рис. 2.5).

Як випливає з теоретичної механіки, абсолютна швидкість v_a руху краплі і частки пилу дорівнює сумі відносної $v_{\text{від}}$ і переносної $v_{\text{пер}}$ швидкостей. На підставі цього можна записати, що

$$v_a = v_{\text{пер}} + v_{\text{від}}. \quad (2.25)$$

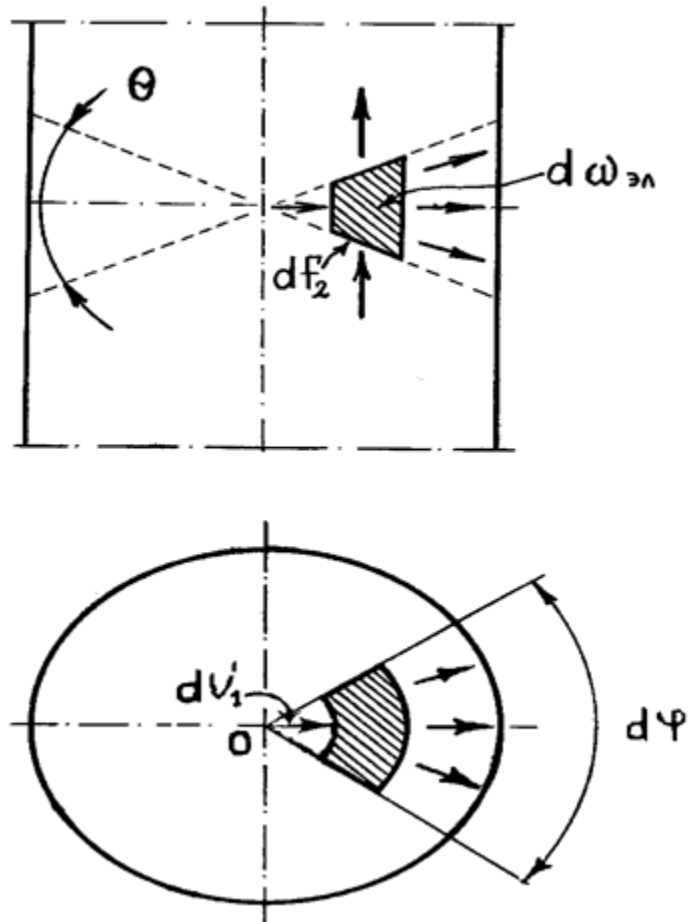


Рисунок 2.5 - Схема взаємодії факела співударних струменів і висхідного запиленого потоку газу

Проекція v_{ax} є не що інше, як швидкість краплі v_k , а проекція v_{ay} дорівнює швидкості газу v_2 або, як було прийнято, швидкості часток пилу v_3 . Оскільки система координат XOY (див .рис. 2.6) нерухома, отже, переносна швидкість відсутня і $v_{\text{пер},x} = v_{\text{пер},y} = 0$.

Для того, щоб отримати вираження для визначення $v_{\text{від}}$ в рівняння (2.28) підставляємо значення $v_{\text{від. x}} = v_k$ і $v_{\text{від. y}} = v_2$, після чого остаточно маємо

$$v_a = \sqrt{v_k^2 + v_2^2} = \sqrt{1.25^2 + 5^2} = 5.15. \quad (2.26)$$

З метою спрощення математичних викладок при розробці математичної моделі процесу пиловловлювання співударними струменями у висхідних потоках газу приймемо наступні допущення:

1. У всіх поперечних перерізах параметри взаємодіючих фаз не змінюються.
2. Водяна завіса зрошуючої рідини досить жорстка і лінії струму в ній не скривлюються під впливом газового потоку.

2.3.1 Дослідження процесу пиловловлювання співударними струменями у висхідних потоках газу

В зв'язку з тим, що в процесі взаємодії крапель рідини і часток пилу діє велика кількість механізмів осадження, які забезпечують уловлювання часток пилу з газового потоку, а також має місце різноманіття аеродинамічних умов взаємодії контактуючих фаз при мокрому пиловловлюванні, до цих пір відсутні аналітичні залежності, дозволяючі з достатньою мірою точності, визначати ефективність уловлювання пилу.

Тому спроби розробити математичну модель процесу пиловловлювання для конкретних умов або певного класу апаратів, зокрема, засобів очищення газів, заснованих на використанні співударних струменів в якості зрошуючої фази, є актуальними.

Як відомо, ефективність очищення від пилу мокрих пиловловлювачів визначається, головним чином, витратами енергії на здійснювання процесу

пилловловлювання, причому встановлена пряма залежність між збільшенням ефективності мокрих пилловловлювачів і зростанням витрат енергії.

Головним енергетичним параметром мокрого пилловловлювача є, як відомо, сумарна енергія зіткнення K_T , тобто витрата енергії на обробку рідиною певного об'єму газів в одиницю часу:

$$K_T = \Delta p + p_1 \cdot \frac{V_1}{V_2}, \quad (2.30)$$

$$K_T = 18.4 + 4 * \frac{0.0021}{8.83} = 18.5.$$

де p_1 – тиск розпилюваної рідини, Па.

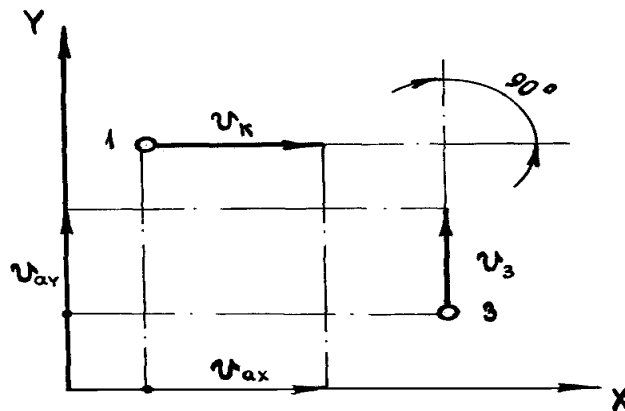


Рисунок 2.6 - Схема векторів швидкостей краплі і часток пилу і їх проекції на осі координат

Точне визначення енергії зіткнення в цілому ряду мокрих пилловловлювачів представляє певні труднощі, оскільки енергія, затрачуєма на очищення газу від пилу, насправді буває менше загальної витрати енергії у зв'язку з тим, що вона не включає втрати на тертя в підводячих і відводячих газохідах, і розпилювачах.

Як наголошується в [55], величину енергії газового потоку можна приймати рівною гідравлічному опору апарату Δp . Але це справедливо лише

для швидкісних мокрих пиловловлювачів, де величина корисної енергії (енергії зіткнення) значно перевершує втрати за відсутності зрошування.

Вочевидь на підставі цього факту автори [56] і зробили висновок про те, що енергетичний метод розрахунку мокрих пиловловлювачів прийнятний лише для високошвидкісних газопромивників. Для низьконапірних апаратів енергетичний метод розрахунку повинен застосовуватися обережніше з причини того, що він може привести до значного завищення величини корисної енергії.

Для того, щоб у кожному конкретному випадку встановити можливість вживання енергетичного методу розрахунку мокрих пиловловлювачів, необхідно порівняти енергію рідкої і газообразній фаз, витрачаємій на пиловловлювання. При дослідженні процесу очищення низьконапірних газів, в першу чергу, будемо виходити з параметрів, характерних для ШЕВ.

Параметри, що характеризують взаємодіючі фази при пиловловлюванні в ШЕВ, можна прийняти наступними:

Для газового потоку:

$$T_2 = 353, \text{ К};$$

$$v_2 = 5, \text{ м/с};$$

$$\rho_2 = 1,0, \text{ кг / м}^3;$$

$$\mu_2 = 0,000021, (\text{Н} \cdot \text{с}) / \text{м}^2.$$

Для рідкої фази:

$$T_1 = 288, \text{ К};$$

$$p_1 = 0,3, \text{ МПа};$$

$$\rho_1 = 999,1, \text{ кг / м}^3;$$

$$\mu_1 = 0,00114, (\text{Н} \cdot \text{с}) / \text{м}^2.$$

Для розпилювача:

$$d_\phi = 8, \text{ мм};$$

$$\psi = 0,85;$$

$$D_{ш} = 1,5 \text{ м.}$$

На підставі цих даних, можна розрахувати енергію рідкої фази, яка буде рівною:

$$E_1 = \frac{m_1 \cdot v_1^2}{2} = \frac{\rho_1 \cdot V_1 \cdot v_1^2}{2} = 445 \text{ Вт};$$

$$\text{де } V_1 = F_{\phi} \cdot v_1 = 2 \cdot \left(\frac{\pi \cdot d_{\phi}^2}{4} \right) \cdot v_1 = 0,0021 \text{ м}^3 / \text{с};$$

$$v_1 = \psi \cdot \left(2g \cdot \frac{p_1}{\gamma_1} \right)^{0,5} = 20,6 \text{ м/с.}$$

Енергію газового потоку визначимо таким чином

$$E_2 = \Delta p \cdot V_2 = 134 \text{ Вт.}$$

де згідно дослідженням, представленим в розділі 2.3 та [57] маємо:

$$\Delta p = \rho_2 \cdot v_2^2 \cdot 2,91 \left(\frac{\text{Re}_1}{\text{Re}_2} \right)^{1,52} \approx 18,4 \text{ Па,}$$

$$\text{Re}_1 = \frac{\rho_1 \cdot d_{\phi} \cdot v_1}{\mu_1} = 144436, \quad \text{Re}_2 = \frac{\rho_2 \cdot D_{\phi} \cdot v_2}{\mu_2} = 356786,$$

$$V_2 = F_{\phi} \cdot v_2 = \frac{\pi \cdot D_{\phi}^2}{4} \cdot v_2 = 8,83 \text{ м}^3 / \text{с.}$$

Розрахунок енергій зроблений для максимальних значень параметрів газового потоку, що в практичних умовах буває далеко незавжди, і проте енергія рідинного потоку більш ніж в три рази більше енергії газового потоку. Це показує, що у випадку, розглядаємому у даній роботі, вирішальна роль в процесі

пиловловлювання належить енергії рідини, що підтверджує недоцільність вживання енергетичного методу розрахунку пиловловлювача.

Аби розглянути процес взаємодії співударних струменів з вісхідним газовим потоком, виділим з плоского радіального струменя елементарний об'єм. Вплив різних чинників на процес пиловловлювання краплями рідини, отриманими при диспергуванні факела співударних струменів, можна встановити в результаті розгляду взаємодії крапель рідини і часток пилу, проходячого в елементарному об'ємі факела співударних струменів і подальшого інтегрування отриманих диференціальних рівнянь.

Схема для розрахунку матеріального балансу твердого матеріалу (пилу часток) в елементарному об'ємі при взаємодії співударних струменів з газовим потоком під прямим кутом (див. рис. 2.7).

Залежності для розрахунку ефективності апаратів, в яких в якості зрошуючої фази для очищення запилених газів в ШЕВ використовуються співударні струмені, проведемо, взявши за основу вивід відповідних рівнянь для порожнистих скрубєрів з поперечним зрошуванням рідини, приведений в [56].

В розроблюємому апараті, прийнятному для очищення низьконапірних газових потоків, і в умовах, описаних в [55], розпорошена рідина взаємодіє з частками пилу під прямим кутом. Зрошуючу рідину передбачається подавати в розпилювачі під тиском не перевищуємым 0,5 МПа. Тому можна зробити вивід про те, що умови взаємодії в даному випадку ідентичні умовам, описаним в [55], і застосовність методики розробленій для порожнистих скрубєрів очевидна і для ШЕВ.

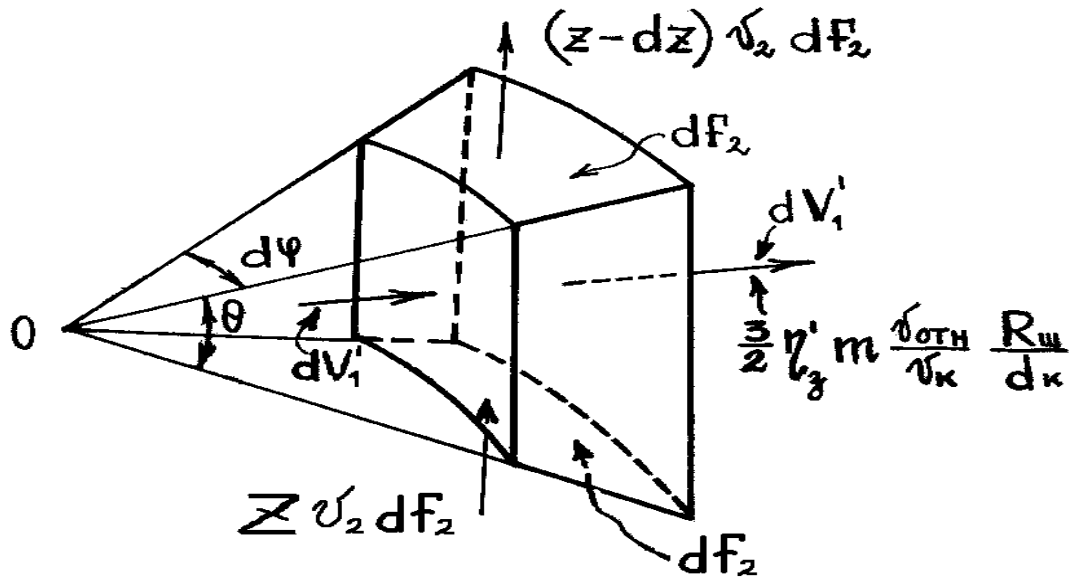


Рисунок 2.7 - Схема для розрахунку матеріального балансу процесу пиловловлювання співударними струменями

Об'ємна витрата газів, проходячих через елементарний об'єм в одиницю часу, визначимо з наступної залежності:

$$V_2 = v_2 \cdot dF_2, \quad (2.31)$$

$$dF_2 = \frac{V_2}{v_2} = 2.2075.$$

де dF_2 – площа поперечного перерізу елементарного об'єму диспергованого факела, через яку газовий потік входить і виходить з елементарного об'єму.

Проведені дослідження гідродинамічних характеристик співударних струменів, зокрема, розподіл рідини у факелі, представлені в [24, 56], показали, що при дотриманні відношення ексцентриситету струменів до діаметру вихідного перерізу сопел в межах 0,05, розподіл зрошуючої рідини в циліндричному перерізі факела рівномірний.

Тому об'ємна витрата зрошуючої рідини через переріз шахти, обмежений кутом $d\varphi$, визначимо з наступної залежності

$$dV_1' = V_1 \cdot \frac{d\varphi}{2\pi}, \quad (2.32)$$

$$dV_1' = 0.0021 * \frac{8}{2*3.14} = 0.00267.$$

Знаючи об'ємну витрату dV_1' , можна визначити який об'єм зрошуючої рідини $d\omega_1$ знаходиться у виділеному елементарному об'ємі $d\omega_{ел}$ диспергованого факела

$$d\omega_1 = dV_1' \cdot \frac{dR}{v_k}, \quad (2.33)$$

$$d\omega_1 = 0.00267 * \frac{20}{5.15} = 0.01.$$

Якщо допустити, що об'єм рідини $d\omega_1$, знаходячийся в елементарному об'ємі $d\omega_{ел}$ складається з монодисперсних крапель з діаметром d_k , то кількість крапель, здійснюючих відбір (захват), в $d\omega_{ел}$ можна визначити таким чином

$$dN = \frac{d\omega_1}{\omega_k} = 3 \cdot \frac{V_1}{\pi^2 \cdot d^3 \cdot v} \cdot d\varphi \cdot dR, \quad (2.34)$$

де ω_k - об'єм краплі,

$$\omega_k = \pi \cdot d_k^3 / 6.$$

Уловлювання зважених часток пилу краплями рідини може діятися за рахунок дії практично всіх механізмів осадження (гравітаційного, під дією відцентрової сили, інерційного, зачеплення, дифузійного, електричного). Природно, що вплив цих механізмів осадження на ефективність пиловловлювання далеко не однаково.

Як показав порівняльний аналіз, проведений нами, основним механізмом осадження в даному випадку взаємодії крапель рідини і часток пилу є інерційний механізм. Тому основним чинником, що визначає коагуляцію часток, є їх зіткнення із-за наявності відносних швидкостей руху часток пилу і крапель рідини.

Осадження пилу на краплях в цих умовах відбувається, в основному, внаслідок кінематичної коагуляції. Швидкість кінематичної коагуляції можна визначити з вираження

$$v_k = \eta'_3 \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot v_a \cdot z = 0,99 \cdot \frac{3,14 \cdot 8^2}{4} \cdot 5,15 \cdot 0,013 = 3,32, \quad (2.35)$$

де η'_3 - коефіцієнт захвату, залежний від співвідношення розмірів часток пилу і крапель води, а також від характеру руху;

z – концентрація пилу в газах, $г / м^3$.

У даному випадку η'_3 є не що інше як коефіцієнт ефективності інерційного осадження на краплі. Тому величина η'_3 може бути визначена за допомогою наступної формули, яка справедлива в області $Stk > 0,1$ при потенційному обтіканні [55]

$$\eta = \frac{Stk^2}{(Stk + 0,35)^2} = 0,99. \quad (2.36)$$

Слід врахувати також, що при значеннях $Stk > 170$ ефективність осадження часток на краплі у всіх випадках вище 0,99 [55]

$$dN = \frac{3}{4} \cdot \eta'_3 \cdot V_1 \cdot \frac{v_2}{v_k} \cdot z \cdot \frac{1}{\pi \cdot d} \cdot d\varphi \cdot dR. \quad (2.37)$$

Позначимо концентрацію часток в газах на вході в елементарний об'єм факела через Z , а на виході через $(Z - dz)$.

Тоді рівняння матеріального балансу для часток набере наступного вигляду

$$z \cdot v_2 \cdot dF_2 - (z - dz) \cdot v_2 \cdot dF_2 = \frac{3}{4} \cdot \eta_3 \cdot V_1 \cdot \frac{v_2}{v_k} \cdot z \cdot \frac{1}{\pi \cdot d} \cdot d\varphi \cdot dR. \quad (2.38)$$

У лівій частині рівняння (2.38) зменшуємо характеризує собою кількість пилу, поступаюче в елементарний об'єм факела (до очищення), вичитаємо характеризує кількість пилу на виході з елементарного об'єму факела (після очищення), а права частина рівняння характеризує кількість уловленого пилу.

Підставляючи в рівняння (2.38) значення V_2 згідно вираження (2.31), маємо

$$\int_{z'}^{z''} \frac{dz}{z} = \frac{3}{4} \cdot \eta_3' \cdot \frac{V_1}{V_2} \cdot \frac{v_{отн}}{v_k} \cdot \frac{1}{\pi \cdot d_k} \cdot \int_0^{2\pi} d\varphi \cdot \int_0^{R_{ш}} dR. \quad (2.39)$$

Рівняння (2.39) необхідно проінтегрувати, причому ліву частину в межах від z' до z'' , а праву частину в межах від 0 до 2π і від 0 до $R_{ш}$.

Після інтеграції і виконаних перетворень рівняння (2.39) набуває наступного вигляду

$$\ln \frac{z''}{z'} = \frac{3}{2} \cdot \eta_3' \cdot m \cdot \frac{v_{отн}}{v_k} \cdot \frac{R_{ш}}{d_k}, \quad (2.40)$$

де $m = V_1 \cdot V_2^{-1}$ - питома витрата зрошуючої рідини.

Вираження (2.40) можна записати у вигляді

$$\eta = 1 - \exp \left[- \frac{3}{2} \eta_3' \cdot m \cdot \frac{(v_k^2 + v_2^2)^{0,5}}{v_k} \cdot \frac{R_{ш}}{d_k} \right], \quad (2.41)$$

де $m = V_1 \cdot V_2^{-1}$ - питома витрата зрошуючої рідини;

η - ефективність осадження часток.

З рівняння (2.41) виходить, що ефективність очищення низьконапірних запиленних газових потоків в апаратах, в яких в якості зрошуючої фази ви-

користуються співударні струмені, зростає із збільшенням питомої витрати зрошуючої рідини і із зменшенням діаметру крапель.

2.3.2 Експериментальна перевірка адекватності дослідження процесу пиловловлювання співударними струменями

Для перевірки адекватності пиловловлювання співударними струменями були проведені лабораторні дослідження на установці.

Установка була вертикальним газоходом діаметром 0,5 м і заввишки 3 м з двома ярусами (верхнім і нижнім) для зрошування. Рідина до розпилювачів подається автономно. У зв'язку з цим, процес пиловловлювання можна було здійснювати як одночасно в обох водяних завісах, так і окремо в будь-якій з них.

Витрата газу в експериментах змінювалася в межах $(0,098 \dots 0,785) \text{ м}^3 / \text{с}$, тобто швидкість газового потоку в газоході задавалася від $(0,5 \dots 4) \text{ м} / \text{с}$. Витрата зрошуючої рідини знаходилася в межах $(0,08 \dots 0,598) \text{ дм}^3 / \text{с}$.

Витрата газу регулювалася числом обертів колеса осьового вентилятора і визначалася за допомогою трубки Пито за свідченнями мікроманометра ММВ – 250. Температура повітря була $(17 \dots 20)^\circ\text{C}$. Рідина подавалася до розпилювачів насосом ГБ – 354, а витрата регулювалася за допомогою вентилів. Температура рідини була 18°C .

В експериментах використовувалися сопла з діаметрами вихідних перерізів 2; 2,5 і 4 мм.

Пил, відібраний на аглофабриках Череповецького і Криворізького металургійних комбінатів, подавався в газохід за допомогою дозатора типа ЛЮТ і пиლოსоса. Причому, в експериментах використовувалася фракція пилу розміром $(30 \dots 50) \text{ мкм}$. Ділянка газоходу від введення пилу в установку до зони зрошування мала довжину 2 м, що забезпечувало перемішування пилу в газовому потоці.

Відбір проб на вміст пилу до і після очищення проводилися по загальноприйнятій методиці [42] за допомогою скляних патронів НДШОГАЗ.

Методика досліджень була наступною. Встановлювалися певна витрата повітря і зрошуючої рідини і тим самим задавалася питома витрата. Після цього здійснювалася подача пилу в газовий потік і робився відбір на визначення ступені очищення газів.

Для деяких аерогідродинамічних умов, характеризуємих незначною питомою витратою, експерименти за визначенням ступені очищення газів були проведені повторно, але при двох ярусах зрошування (див. рис. 2.9). Причому габаритні і аерогідродинамічні параметри другого ярусу зрошення вибиралися ідентичними першому. Таким чином питома витрата рідини в другій зрошуючій зоні була такою ж як і в зоні першого ярусу, хоча загальна питома витрата збільшувалася вдвічі.

За результатами дослідів був побудований графік, який представлений на (див. рис. 2.10), де для порівняння нанесена крива, в якій розрахунки d_k здійснювалися на основанні залежності (3.11), а розрахунки η'_z по вираженню (2.36).

Як показують порівняльний аналіз експериментальні дані, без врахування ступені очищення газів більше 95 %, в середньому на 5,88 % перевищують розрахункові. Це пояснюється тим, що краплі рідини, досягаючи стінок газоходу, не повністю осідають, а частинно. Отже, деяка частина крапель, відскаючи після удару від стінки газоходу, потрапляє знову в зону взаємодії зрошуючої рідини із запиленим газовим потоком. Оскільки у лабораторної установки радіус газоходу дорівнював 0,25 м, а стінки були гладкими, то цілком природно, що певний відсоток рідини бере участь в процесі пиловловлювання двічі.

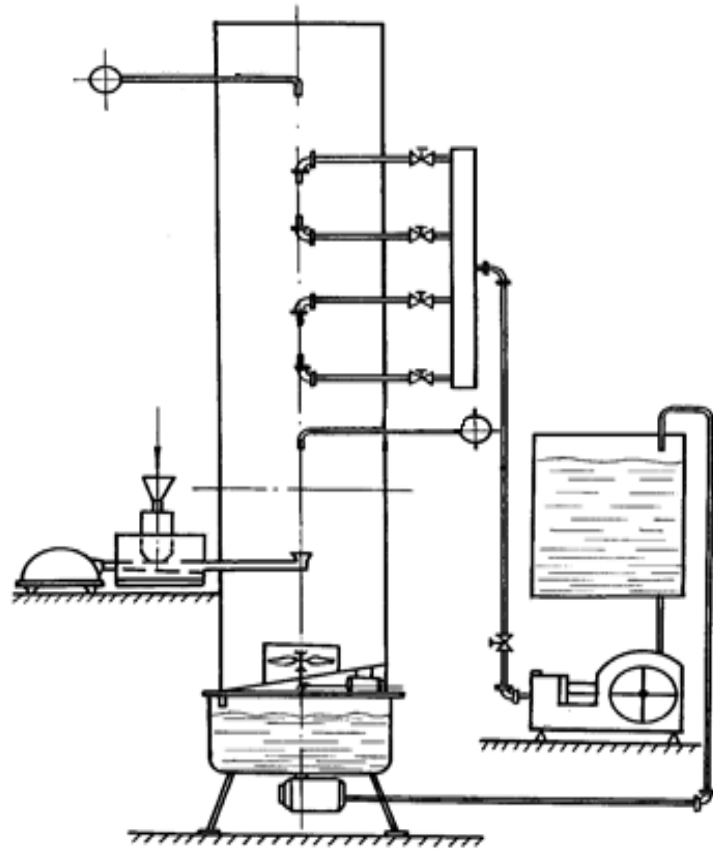


Рисунок 2.9 - Схема лабораторної установки для дослідження процесу пиловловлювання



Графік 2.10 - Результати перевірки адекватності аналізу процесу ПИЛОВЛОВЛЮВАННЯ

Таблиця 2.10 - Обробка перевірки адекватності аналізу

Координати Точок	η	$m * R_{ш} * d_k^{-1}$
1	78	1,5
2	83,8	1,71
3	83,9	1,72
4	84,3	1,72
5	88,2	1,99
6	88,5	2
7	88,8	2,1
8	89	2,15
9	90	2,17
10	90,2	2,182
11	92	2,45
12	94	2,6
13	94,5	2,68

У промислових умовах діаметр досягає двох і більше метрів, а стінки шахт не гладкі, тому відскак крапель, якщо спостерігатиметься, у відсотках, охоплює значно меншу площу порівняно з лабораторними умовами. Отже, із збільшенням радіуса димоходу різниця між вимірними даними та розрахунковими повинна зменшуватися.

Крім того, як впливає коефіцієнт захоплення η_3' в експериментальних умовах мав чисельне значення (0,9967 ... 0,9996), а відношення швидкостей $(v_k^2 + v_2^2) / v_k$ знаходилося в межах (1,00 ... 1,06). Отже, для умов взаємодії контактуючих середовищ, характерних для розроблюємого апарату, η_3' і $v_{відн} \cdot v_k^{-1}$ не являються визначальними і їх добуток можна прийняти рівним одиниці.

В умовах, відповідним промисловим, чисельне значення η_3' (див. таб. 2.10) може змінюватися у більш широкому діапазоні, а саме, від (0,999 ... 0,8). Однак, якщо врахувати, що більш 95 % пилу агломераційного виробництва, видаляемого через ШЕВ, мають дисперсний склад крупності більш ніж 20 мкм,

то можна на основанні цього η_3' приймають в діапазоні від 0,99 і більше. Відношення швидкостей $v_{\text{відн}} \cdot v_{\text{к}}^{-1}$ для таких же умов знаходиться в діапазоні (1,00 ... 1,04), тому для приближень розрахунків в якості визначального параметра можна використовувати безрозмірний комплекс $m \cdot R_{\text{ш}} \cdot d_{\text{к}}^{-1}$.

Як показали дослідження процесу пиловловлювання з двома водяними завісами (двома розпилювачами), розрахункові дані в середньому на 3,2 % менш за експериментальні. Відмінність між розрахунковими і експериментальними даними можна пояснити також як і в разі пиловловлювання при одній водяній завісі.

Розрахунки показали, а експерименти підтвердили, що при декількох зрощуючих ярусах ступінь пиловловлювання можна виразити наступною залежністю

$$\eta_{\varepsilon} = \eta_1 + (1 - \eta_1) \cdot \eta_2 + (1 - \sum \eta_{1,2}) \cdot \eta_3 + \dots + (1 - \sum \eta_{1,2,\dots,n-1}) \cdot \eta_n, \quad (2.42)$$

де $\eta_1; \eta_2; \dots \eta_n$ – ступіні очищення газу відповідно першої, другої n-ої ступенів, розраховуємих згідно (2.41).

Як показали експериментальні і розрахункові дані, для того, щоб досягти ступені очищення газів в інтервалі (90 ... 99,5) % необхідно, аби безрозмірний комплекс $m \cdot R_{\text{ш}} \cdot d_{\text{к}}^{-1}$ знаходився в діапазоні (1,54 ... 3,53).

Оцінка точності експериментальних даних була проведена згідно [54], використовуючи розподіл Стюдента. Як показали розрахунки, при довірчій вірогідності $\alpha = 0,9$, довірчий інтервал Δx не перевищує $1,6 \sigma$ (де σ – стандартна помилка), що говорить про відсутність грубих промахів при проведенні вимірів, оскільки згідно [54] при $\alpha = 0,9$ допустимим є діапазон $\pm 1,65 \sigma$.

Враховуючи, що розрахункові крапки, описані суцільною кривою (див. рис. 2.10), у відповідних крапках розташовуються в діапазоні дійсних значень виміряних $\eta \pm \Delta x$, тобто знаходяться в довірчому інтервалі Δx , можна

зробити вивід про те, що математична модель процесу пиловловлення співударними струменями адекватна реальному процесу пиловловлення.

На підставі експерименту можна зробити вивід про те, що математична модель може бути прийнята для розрахунку ступені очищення газів в розроблюємому апараті.

2.4 Основні параметри і аерогідродинамічні умови

Проведені дослідження дозволили встановити основні параметри і аерогідродинамічні умови, визначаючи процеси взаємодії запиленого газового потоку і зрошуючої рідини.

Отримані залежності, що дозволяють визначити кількість рідини, яка після відскоку від стінок вертикального газоходу через центральний отвір відбивного конусного кільця потрапляє в нижню частину ШЕВ, зволожуючи тех-нологічні агрегати, а також розрахувати розміри відбивного кільця і місце його установки з метою запобігання зволоженню технологічних агрегатів.

Встановлено, що доцільно вибирати параметр, характеризуючий місце-розташування відбивного конусного кільця під розпилювачем $l \cdot D_{\text{ш}}^{-1}$ в межах (0,2 ... 0,25), а параметр, характеризуючий розміри відбивного конусного кільця $d_o \cdot D_{\text{ш}}^{-1}$ – в діапазоні (0,4 ... 0,45).

Розроблена модель для розрахунку траєкторії руху краплі, витікаючої в горизонтальній площині, у висхідних потоках газу при значеннях числа Рейцнольдса в діапазоні від 100 до 1000 з метою прогнозування краплевідносу. Встановлено, що у всьому діапазоні зустрічаючихся параметрів газорідного середовища в ШЕВ з метою запобігання краплевідносу необхідно, аби дисперсний склад рідкої фази був крупніше 150 мкм.

Розроблена модель процесу пиловловлювання співударними струменями у висхідних низьконапірних потоках газу, взаємодіючих під прямим кутом. Встановлено, що для досягнення ступені очищення газів в інтервалі (90

... 95) %, необхідно, аби безрозмірний комплекс $m \cdot R_{ш} \cdot d_k^{-1}$ знаходився в діапазоні (1,54 ... 3,53). Отримана залежність, дозволяюча розраховувати ступінь очищення газу в апаратах з багатоярусним зрошуванням.

Експериментальна перевірка на збільшених лабораторних установках підтвердила адекватність розроблених математичних моделей реальним процесам, що протікають в розробляємих апаратах, що дозволяє використовувати їх в практичних цілях.

3 ВПРОВАДЖЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ РОБОТИ

3.1 Опис газоочисного апарату

Газоочисний апарат включає вертикальний газохід 1, відбивні конусні кільця 2 і 3, розпилювачі 4 і 5, виконані у вигляді парних насадків, направлених вихідними отворами назустріч один одному, водопідводячий тракт з колектором 6, шламозбірник (7) з відводячи патрубком 8. Причому відбивне конусне кільце 2 і розпилювач 4 складають нижній ярус зрошування, а кільце 3 і розпилювач 5 – верхній. Представлений подовжній розріз (див. рис. 3.1), розробленого газоочисного апарату.

Апарат працює таким чином.

Запилений газовий потік, транспортуємий по ШЕВ 1, проходить через відбивне конусне кільце 2 і, змінюючи траєкторію свого руху, направляється в зону зрошування нижнього ярусу.

Зони нижнього і верхнього ярусів зрошування утворюються наступним чином. Струмені рідини, витікаючі з насадків розпилювачів 4 і 5, після їх зіткнення утворюють вторинний струмінь – плоскорадіальний, який розповсюджується в перпендикулярній площині до напрямку руху газового

У нижньому ярусі зрошення пильний газовий потік очищається (1-й етап). Далі потік газу проходить через відбивне конічне кільце 3 і досягає площі верхнього ярусу зрошення, проведеного розпилювачем 5 (2-й етап очищення).

Диспергована рідина в обох ярусах зрошування уловлює з газового потоку пил і, досягнувши стінок шахти 1, стікає по ним в шламозбірник 7. Частина диспергової рідини, яка відскакує від стінок шахти, під дією гравітаційних сил осідає на зовнішні поверхні відбивних конусних кілець, по яким також стікає в шламозбірник. З шламозбірника через патрубок 8 шлам виводиться з очисного апарату. Причому шламозбірник виконаний похилим під кутом 15° і забезпечений змиваючими форсунками 9, для того, щоб шлам не

осідав в шламозбірнику. Зрошуюча рідина поступає до розпилювачів по водопідводячому тракту, через колектор б.

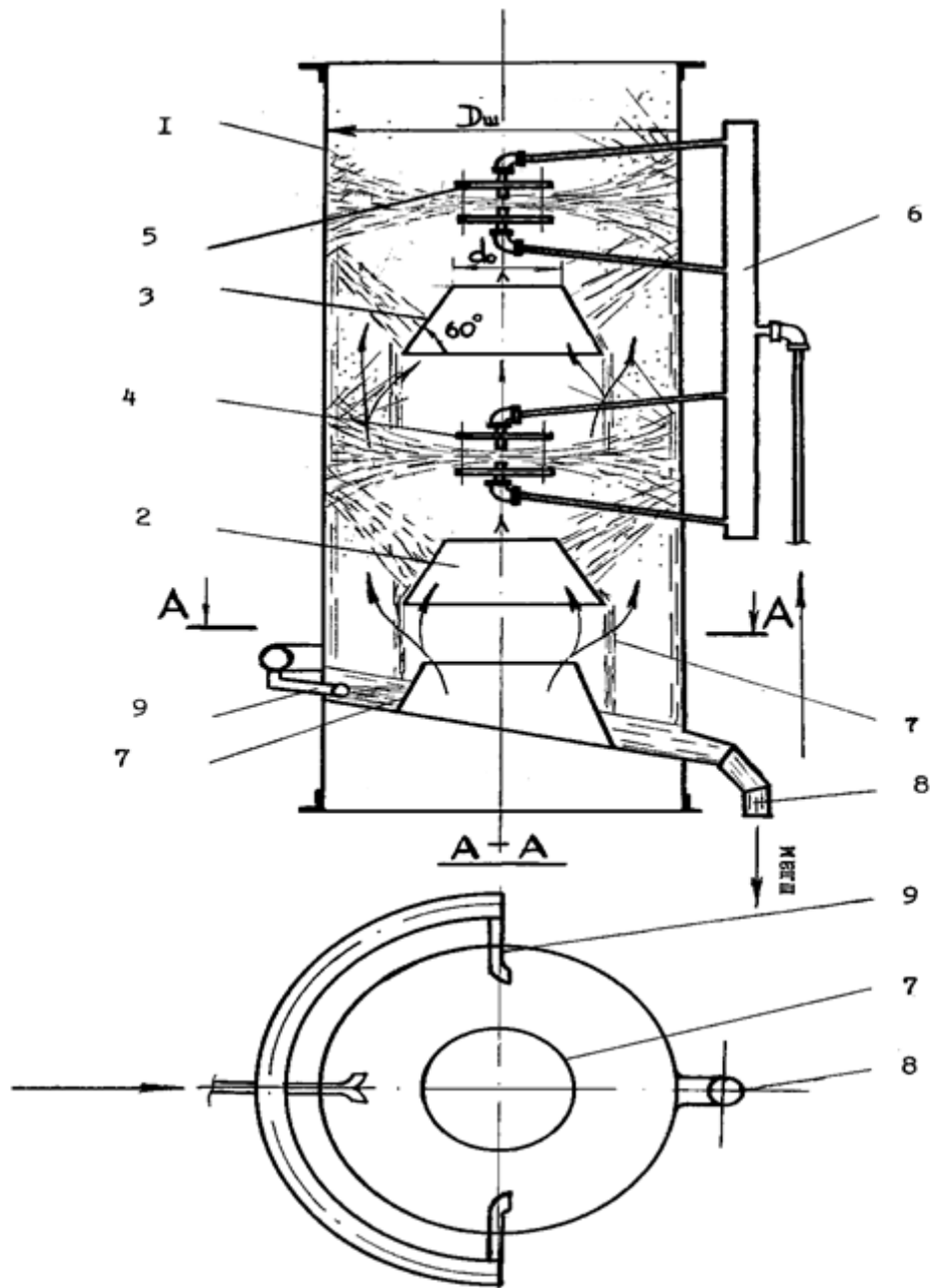


Рисунок 3.1 - Схема розробленого газоочисного апарату

Очищений потік газу через гирло залишає шахту. Обприскувач (див. рис. 3.2) включає дві форсунки 1 і 2, встановлені співвісно, два фіксуючі кронштейни 3, три кріпильні штифти 4, виконані у вигляді тонких лопатей. Форсунки

встановлені в центральних отворах кріпильних кронштейнів 3 на різьбі і закріплені контргайками 5.

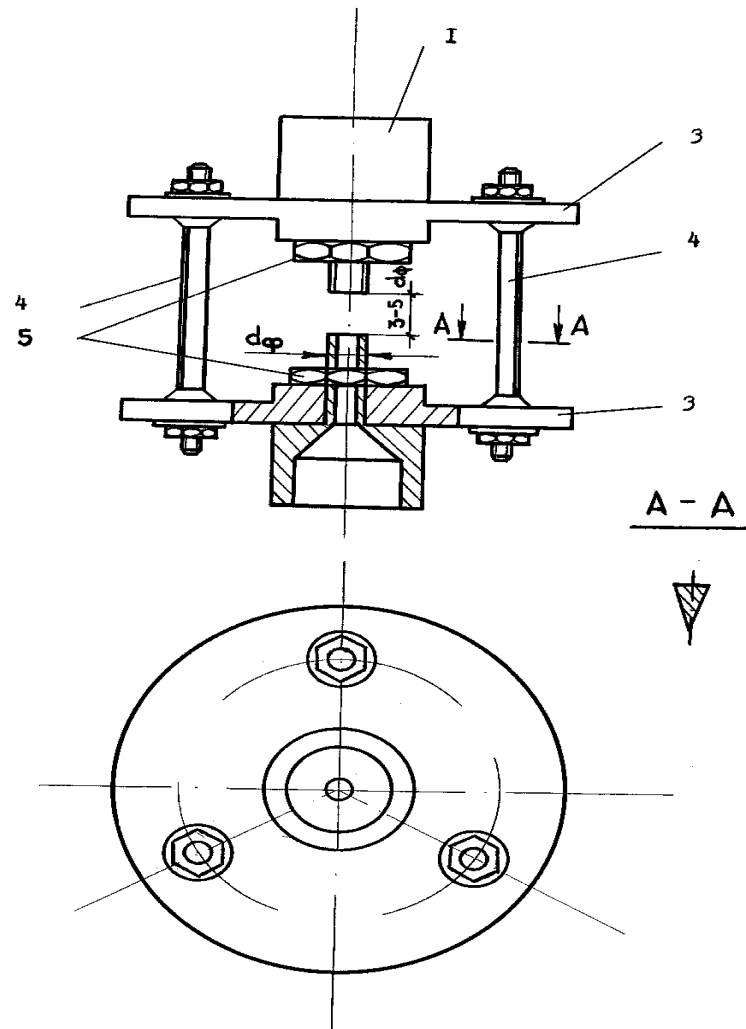


Рисунок 3.2 - Схема розробленого розпилювача

Як видно зі схеми (див. рис. 3.2), скріплюючі шпильки 4 знаходяться в диспергованому факелі. Тому їх розміри, профіль і місце установки грають визначальну роль для досягнення стабільних умов формування плоского радіального струменя.

Довжина шпильок 4 і місце їх розташування вибираються такими, аби плоскорадіальний струмінь при розтіканні не зачіпав кінців фіксуючих

кронштейнів 3 і тим самим не зазнавав би змін в структурі поперечного перерізу факела.

Виконати вказану вимогу можна в тому випадку, якщо одночасно забезпечити ряд конструктивних параметрів розпилювача:

- довжину кожного з двох каналів насадок 1 і 2, направлених назустріч один одному, обмежити $(4 \dots 6) d_{\phi}$ [57, 58];

- відстань між соплами насадків обмежити $(3 \dots 5) d_{\phi}$, оскільки зростання довжини струменів до їх зіткнення сприяє збільшенню ексцентриситета [24].

На підставі цього можна відзначити, що відстань між фіксуючими кронштейнами для будь-якого конкретного розміру сопл повинна знаходитися в межах $(11 \dots 17) d_{\phi}$. Саме такою і має бути довжина скріплюючих шпильок.

Як вже наголошувалося, кут розкриття факела в співударних струменів досягає $(35 \dots 40)^{\circ}$ [58], а при зіткненні струменів утворюється розтікаючася радіальна рідка плівка. Тому скріплюючі шпильки довжиною $(11 \dots 17) d_{\phi}$, необхідно розташовувати від крапки зіткнення на відстані, при якій радіальна рідка плівка не торкалася б скріплюючих шпильок, а розтікаючийся диспергований факел не зачіпав би кінців фіксуючих кронштейнів.

Виконання цієї умови дозволить отримати незбурений диспергований факел. Як показали розрахунки відстань ця повинна знаходитися в діапазоні $(15 \dots 23) d_{\phi}$.

При відхиленні співвідношень вказаних габаритних параметрів від рекомендованих, технічні характеристики розпилювача, як показав досвід експлуатації, помітно погіршуються.

Переваги розробленого газоочисного апарата перед існуючими у тому, що для його розміщення немає необхідності в додаткових виробничих площах, оскільки апарат вписується безпосередньо в шахту природної витяжки. Апарат неметалоємний, простий в експлуатації, всі підводячі трубопроводи

знаходяться в приміщенні і тому немає небезпеки замерзання в них води в зимовий час.

3.2 Методика для розрахунку газоочисного апарата і номограма для проведення розрахунку

Методика для розрахунку апарата дозволить по відомих параметрах пилогазового потоку в ШЕВ вибрати оптимальні габаритні розміри системи очищення, найбільш раціональне розташування апарата в ШЕВ, а також необхідні гідродинамічні характеристики зрошуючої фази, що забезпечить задаваному ступінь очищення газів і сприятливі умови експлуатації.

Вихідними даними для розрахунку являються: діаметр і висота ШЕВ, фізичні параметри видаляемого газу, об'ємна витрата газу, запиленність газового потоку, дисперсний склад пилу, питома витрата зрошуючої рідини.

Розрахункові дані: гідродинамічні характеристики зрошуючої фази, витрата зрошуючої фази, конструктивні розміри апарату і розпилювача, ступінь пиловловлювання.

1. Величину природної тяги, що створюється в ШЕВ, визначимо з вираження (1.1).

2. Витрату зрошуючої рідини розрахуємо таким чином

$$V_1 = V_2 \cdot m, \quad (3.1)$$

$$m = \frac{0.0021}{8.83} = 0.0000269,$$

де m - питома витрата зрошуючої рідини.

3. Заздалегідь задавшись діаметром сопел розпилювача, швидкість витікання рідини визначимо з рівняння

$$v_1 = V_1 \cdot F_{\phi}^{-1}, \quad (3.2)$$

$$F_{\phi}^{-1} = \frac{v_1}{v_1} = 0.0001.$$

4. Робочий тиск рідини, необхідний для того, щоб рідина витікала з розрахунковою швидкістю, визначимо із залежності (2.23).

5. Із співвідношення (1.19) визначимо гідравлічний опір, утворює мий зрошуючою фазою в газовому потоці і порівняємо його з величиною природної тяги. Причому $\Delta p_{n.m.} > \Delta p$.

6. Для запобігання зволоження технологічних агрегатів, над якими встановлені ШЕВ, визначимо розміри відбивного конусного кільця і його розташування під розпилювачем із залежності (2.12).

7. Основні розміри розпилювачів – відстань між фіксуючими кронштейнами $L_{кр}$ і відстань від точки зіткнення струменів до місця установки скріплюючих шпильок $L_{с.ш.}$, визначимо на основі отриманих автором співвідношень, представлених в розділі 3.1

$$L_{кр} = (11 - 17) \cdot d_{\phi}, \quad (3.3)$$

$$L_{кр} = 14 \cdot 8 = 112,$$

$$L_{с.ш.} = (15 - 23) \cdot d_{\phi}, \quad (3.4)$$

$$L_{с.ш.} = 20 \cdot 8 = 160.$$

8. Дисперсний склад розпорошеної рідини при вибраному діаметрі сопла і швидкості витікання рідини визначимо на підставі залежності (2.11).

9. Ступінь пиловловлювання газоочисного апарата при даних параметрах запиленого газового потоку і зрошуючої фази визначимо із залежності (2.41).

Параметрах запиленого газового потоку (d_3 ; ρ_3 ; v_2 ; ρ_2 ; T) і габаритних розмірах ШЕВ ($D_{ш}$; $H_{ш}$) при вибраній питомій витраті зрошуючої рідини m і діаметрі вихідного перерізу сопла розпилювача d_{ϕ} визначити необхідні

швидкість витікання рідкої фази v_1 , діаметр крапель диспергованої рідини d_k , витрата зрошуючої рідини V_1 і ступінь очищення газів η , яку можна досягти при цих аерогідродинамічних і габаритних параметрах.

Таким чином в номограмі взаємозв'язані і взаимовизначаємі наступні параметри:

$$D_{ш}; v_2; V_2; m; V_1; d_{ф}; v_1; d_k; R_{ш} \cdot d_k^{-1}; \eta. \quad (3.5)$$

Наприклад, якщо швидкість газового потоку в газоході рівна 1,5 м/с, а діаметр газоходу – 1,5 м при питомій витраті зрошуючої рідини в $1 \text{ дм}^3/\text{м}^3$ і діаметрі сопел розпилювача – 8 мм, то з номограми виходить, що витрата газу в шахті складає $\sim 2,6 \text{ м}^3/\text{с}$, витрата зрошуючої рідини для процесу пило вловлювання необхідна $2,6 \text{ дм}^3/\text{м}^3$, швидкість витікання рідини $\sim 26 \text{ м/с}$, а діаметр крапель диспергованої рідини буде рівний 487 мкм, безрозмірний параметр ($R_{ш} \cdot d_k^{-1}$) - 1540, ступінь очищення газів досягає 91 %.

Витрата зрошуючої рідини, яка подавалася в «мокрі іскрогасники» для пиловловлювання складав $50 \text{ м}^3/\text{ч}$, а ефективність очищення газів від пилу не перевищувала 50 %.

Впровадження десяти розроблених апаратів дозволило виключити неефективні і громіздкі іскрогасники з системи відсмоктування і очищення агломераційних газів. Це дало можливість зменшити навантаження на несучу конструкцію даху цеху на 37 – 43 т за рахунок зменшення металоємності нового газоочисного апарату.

Розроблені газоочисні апарати впроваджені в шахтах природної витяжки від хвостових частин агломашин № 2, 3, 4, 5 і 6, а також від барабанів тушіння возврату відповідних агломашин.

В результаті провадження досягнута ефективність очищення агломераційних газів в межах (93 ... 95) % при питомій витраті зрошуючої рідини в межах (0,8 ... 1) $\text{дм}^3/\text{м}^3$, при двох ярусах водяного зрошування.

Відвернутий економічний збиток від впровадження одного газоочисного апарату склав 130 тис. гривень в рік .

На аглофабриці № 1 Череповецького металургійного комбінату в ШЕВ, встановлених над хвостовими частинами агломашин № 1, 2 і 3, впроваджено три газоочисні апарати.

В результаті впровадження досягнута ефективність очищення газів в межах (90 ... 93) % при питомій витраті зрошуючої рідини в межах (0,8 ... 1) $\text{дм}^3 / \text{м}^3$, при двох ярусах водяних завіс.

На аглофабриці комбінату «Запоріжсталь» впроваджено шість газоочисних апаратів в ШЕВ від барабанів гасіння возврату.

В основу промислових випробувань впроваджених газоочисних апаратів було покладено визначення оптимального режиму роботи апаратів і ефективність очищення газів. Випробування проводились за результатами лабораторних досліджень.

Випробовувалися установки з двома ярусами зрошування. Діаметри вихідних перерізів сопел були рівні 8 мм. Робочий тиск зрошуючої рідини находився в межах (1,9 ... 5,0) 10^5 Па. Як зрошуюча рідина використовувалась вода з оборотного циклу водопостачання аглофабрик. Витрата рідини регулювалася за допомогою вентилів.

Відбір пробт за визначенням ефективності очищення газів проводився по загальноприйнятій методиці [42] за допомогою скляних патронів НДІОГАЗ.

3.4 Впровадження газоочисного апарату

1. Розроблені конструкції апаратів для очищення низьконапірних газових потоків, що дозволяють здійснювати очищення газів з ефективністю до 95 %.

2. Розроблена конструкція розпилювача, заснована на методі зіткнення двох рівних круглих струменів, забезпечуюча достатню жорсткість конструкції і не вносяча збурень у структуру диспергованого факела.

3. Розроблені методика і номограма для розрахунку параметрів пиловловлюючого апарата, що дозволяють визначати оптимальні умови процесу пиловловлювання з метою досягнення максимальної ефективності очищення газів від пилу.

4. Отримано задовільний збіг розрахункових і експериментальних даних по очищенню газів від пилу, що підтверджує адекватність та дослідження процесу пиловловлювання.

5. Здійснено впровадження газоочисних апаратів в ШЕВ на аглофабриках «Криворіжсталі», «Запоріжсталі», що дозволило скоротити викиди пилу в атмосферу з відходячими газами, зменшити втрати сировини за рахунок утилізації шламу.

ВИСНОВКИ

У даній роботі вирішено важливе технічне завдання підвищення рівня екологічної безпеки промислових підприємств та підвищення якості атмосферного повітря населених пунктів при удосконаленні систем газоочищення. Отримані результати дали можливість дослідити та впровадити високоефективні конструкції газоочисного обладнання для комплексного очищення відхідних газів.

Проведені теоретичні та експериментальні дослідження. Даний апарат показав ефективність очищення агломераційних газів в межах (93 ... 95) % при питомій витраті зрошуючої рідини в межах (0,8 ... 1) $\text{дм}^3 / \text{м}^3$, при двох ярусах водяного зрошування та низьку енергоємність, що свідчить про правильність вибору газоочисного обладнання та застосування критеріїв оптимізації. В результаті проведених досліджень встановлені робочі режими роботи апарату, вплив гідродинамічних та конструктивних параметрів на ефективність процесів газоочищення та пиловловлення.

Випробовувалися установки з двома ярусами зрошування. Діаметри вихідних перерізів сопел були рівні 8 мм. Робочий тиск зрошуючої рідини знаходився в межах (1,9 ... 5,0) 10^5 Па. Як зрошуюча рідина використовувалась вода з оборотного циклу водопостачання аглофабрик. Витрата рідини регулювалась за допомогою вентилів.

Отримано задовільний збіг розрахункових і експериментальних даних по очищенню газів від пилу, що підтверджує адекватність та дослідження процесу пиловловлювання.

Здійснено впровадження газоочисних апаратів на аглофабриках «Криворіжсталі», «Запорожсталі», що дозволило скоротити викиди пилу в атмосферу з відходячими газами, зменшити втрати сировини за рахунок утилізації шламу.

ПЕРЕЛІК. ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАНЬ

1. Ломоносов М.В. Полное собрание сочинений. Т. 1. – М.: Изд - во АН СССР, 1950. – 619 с.
2. Грум-Гржимайло В.Е. Пламенные печи. – М.: Госметиздат, 1932. – 472 с.
3. Луговский С.И., Андрианов И.С. Очистка газов, отходящих от вагранок и сталеплавильных печей. – М.: Машиностроение, 1972. – 144 с.
4. Комаров О.С. Двухступенчатая очистка ваграночных газов // Литейное производство. – М., 1972, № 10. – с. 15 – 17.
5. А.С. № 772571 СССР, МКИ³ В 01 Д 47 / 06. Устройство для распыления жидкости в скрубберах / И.М. Кауфман, В.Ю. Кошкин, В.А. Измоденов, А.М. Орлов (СССР). - №2720397 / 23 – 26: Заявлено 30.01.79; Оpubл. 18.09.80, Бюл. № 39. – 2 с.: ил.
6. Банит Ф.Г., Мальгин А.Д. Пылеулавливание и очистка газов в промышленности строительных материалов. – М.: Стройиздат, 1979.- 352 с., ил.
7. А.С. 1031467 СССР, МКИ³ В 01 Д 45 / 10. Полый наклонный скруббер для охлаждения и увлажнения запыленных газов / А.С. Лагунов, В.В. Ушаков (СССР). – № 3372255 / 23 – 26; Заявлено 30.12.81; Оpubл. 30.07.83, Бюл. № 28. – 3 с.: ил.
8. А.С. 1095963 СССР, МКИ³ В 01 Д 47 / 06. Скруббер / В.Р. Боголюбов, В.П. Сахаров, В.И. Хоничев и др. (СССР). – № 3485826 / 23 – 26; Заявлено 27.08.82; Оpubл. 07.06.84, Бюл. № 21. – 4 с.: ил.
9. А.С. 1115781 СССР, МКИ³ В 01 Д 47 / 00. Скруббер / В.Р. Смельчанский, Н.И. Калашник, И.Е. Резников (СССР). – № 3525283 / 23 – 26; Заявлено 11.11.82; Оpubл. 30.09.84, Бюл. № 36. – 3 с.: ил.
10. Иксанова Е.И. Борьба с неорганизованными выбросами пыли на металлургических заводах США: Обз. инф. / Ин –т «Черметинформация». –

М.: 1984. – 25 с. (сер. Защита воздушного и водного бассейнов от выбросов метал-лургических заводов., Вып. 2).

11. Nicola A.G. Blast furnace cast house emission control // Iron and Steel Engineer. - 179, v. 56, № 8, p. 33 – 39.

12. Spawn P.D., Maslany T.J., Craid R. Status of casthouse control technology in the United States, Canada and West Germany in 1980 // Proceedings: Symposium on Iron Steel Pollution Abatement Technology for 1980. - 1981. p. 217 – 235.

13. Vaida S. Blast furnace casthouse emission control without evacuation // Iron and Steel Engineer. – 1983, v. 61, № 6. – p. 29 – 31.

14. Herrmann R. The new chrysler foundry // Foundry. - 1966, № 10. – p. 94 – 109.

15. Doerschlog C. Sturgis foundry installs unusual pollution control system // Mod cast. – 1973, v. 63, № 10. – p. 42 – 43.

16. Пат. 4431435 США, МКИ³ В 01 Д 47 / 06. Скруббер с форсунками для распыления жидкости / R. Dorsch, W. Matusz, A. Matusz (USA); Alta –Debon industries. - № 389924; Заявлено 18.01.82; Оpubл. 14.02.84; Т. 1039, № 2, НКИ 55 – 241. – 3 с.: ил.

17. Пат. 0096451 ЕПВ (ЕП), МКИ³ В 01 Д 47 / 16. Газовый скруббер / Air Contamination Extraction Limited; (GB). - № 8215564; Заявлено 27.05.82; Оpubл. 21.12.83, № 51.- 3 с.

18. Пат. PS 3008240 ФРГ, МКИ³ В 01 Д 47 / 02. Скруббер / A. Langer; Со KG – Заявлено 04.03.80; Оpubл. 04.11.82, № 44. – 2 с.: ил.

19. Schmidt K.G. Naßwaschgeräte aus der Sicht des Betriebamannes // Staub.-1964, № 10. – s. 485 – 491.

20. Заявка № 60 – 15374 Япония, МКИ³ В 01 Д 53 / 18. Многоступенчатый скруббер / КАВАСАКИ ДЗЮКОГЁ К.К.; - № 52 – 109292; Заявлено 10.09.77; Оpubл. 19.04.85, № 2 – 385. - 2 с.; ил.

21. Очистка газов чугунолитейных вагранок / Ф.Е. Дубинская, Г.К. Лебедюк, Н.А. Пантюхов и др. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1978, № 4. – 82 с.(Серия ХМ – 14).
22. Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. Очистка газов мокрыми фильтрами. – М.: Химия, 1972, - 248 с.
23. Dombrowski N., Hooper P. Study of the spray formed by impinging jets in Laminar and turbulent flow // Journal of Fluid Mechanics. – 1964, v. 18, № 3.-p. 392 – 401.
24. Паневин И.Г. О распределении жидкости в факеле форсунки со сталкивающимися струями // Труды Московского авиационного института. – 1960, Вып. 119, с. 72 – 84.
25. Распыливание жидкости / Ю.Ф. Дитякин, Л.А. Клячко, Б.И. Новиков и др.- М.: Машиностроение, 1977. – 207 с., ил.
26. Miller K.D. Distribution of Spray from impinging liquid jets // Journal of Applied Physics. - 1960, v. 31, № 6. – p. 1132 – 1133.
27. Курочкин В.А. Исследование растекания по стенке осесимметричной струи // Труды Московского авиационного института. – 1960, Вып. 119, с. 102 – 110.
28. Ranz W.E. Study of the Thickness distribution in a sheet // Journal of Applied Physics. – 1959, v. 6, № 30. – p. 519 – 521.
29. Hasson D., Ralph E. Thickness distribution in a sheet formed by impinging jets. // American institute Chemical Engineering Journal. – 1964, v. 10, № 5.-p. 73 – 75.
30. Taylor G. Formation of thin flat sheet of water // Proceeding of Royal So-ciety. - 1960, v. A – 259. - p. 1 – 8.
31. Huang J.C.P. The break up of axisymmetric liquid sheets // Journal of FluidMechanics. – 1970, v/ 43, № 2. – p. 305 – 321.

32. Ostrach S., Koestel A. Film instabilities in two - phase flow // American Institute Chemical Engineering Journal. – 1965, v. 11, № 2. – p. 294 – 303.
33. Релей Д. Теория звука. Т. 1. – М.: ОГИЗ, 1940. – 476 с.
34. Вебер К. Распад струи жидкости // Двигатели внутреннего сгорания. Т. 1. – М. – Л.; ОНТИ. с. 25 – 54.
35. Hagerty W., Shea J. A study of the stability of plane fluid sheets // Journal of Applied Mechanics, v. 22, № 4. – 1955. – p. 509 – 514.
36. Ока S. On the stability and breaking up of ring of fluid into small drops // Proceeding of Phys. – Math. Society of Japan, v. 18, № 19. – p. 524 – 534 (Ser. 3).
37. Паневин И.Г. О распыливании жидкости форсункой со сталкивающимися струями // труды Московского авиационного института. – 1960, Вып. 119. – с. 85 – 101.
38. Блинов В.И. О дисперсности технически раздробленной воды. – М.: ВТИ, 1931. – 42 с.
39. Форхгеймер Ф. Гидравлика. – М.: Гостехиздат, 1935. – 506 с.
40. Gardon R., Coponpuс j. Heat transfer between a flat plane and jets of air impinging on it // International Development in Heat Transfer, part 2. – 1961. – p. 459 – 460.
41. Gardon R., Akfirat J. Heat transfer characteristics of impinging two-dimensional air jets // Journal of Heat and Mass Transfer, v. с – 88, № 1. – 1968. – p. 101 – 108.
42. Гордон Г.М., Пейсахов И.Л. Контроль пылеулавливающих установок. 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Металлургия, 1973. – 384 с.
43. Идельчик И.Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Машиностроение, 1975, - 559 с.
44. Идельчик И.Е. Аэрогидродинамика технологических аппаратов: (Под-вод, отвод и распределение потока по сечению аппаратов). – М.: Машиностроение, 1983. – 351 с., ил.

45. Стабников В.Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. – Киев.: Техника, 1970. – 207 с.
46. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. – М.: Химия, 1971.- 296 с.
47. Кутателадзе С.С., Сорокин Ю.Л. О гидродинамической устойчивости некоторых газожидкостных систем // Вопросы теплопередачи двухфазных сред. – 1961. – с. 127 – 136.
48. Каплеуловители и их применение в газоочистке / Г.К. Лебедюк, А.Ю. Вальдберг, М.П. Громова и др. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1974. – 64 с.
49. Кутателадзе С.С., Стырикович М.А. Гидродинамика газожидкостных систем. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Энергия, 1976. – 296 с., ил.
50. Руденко К.Г., Калмыков А.В. Обдеспыливание и пылеулавливание при обработке полезных ископаемых. – М.: Недра, 171. – 352 с.
51. Волковинский В.А., Роддатис К.Ф., Харламов А.А. Мельницы – вентиляторы. – М.: Энергия, 1971. – 288 с., ил.
52. Фукс Н.А. Механика аэрозолей. – М.: АН СССР, 1955. – 352 с.
53. Теверовский Б.З. К вопросу движения твердой фазы аэрозоля при высоких значениях числа Рейнольдса // Инженерно-физический журнал, т. 33, № 3. – 1977. – с. 405 – 411.
54. Математическое обеспечение ЕС ЭВМ / Пер. с англ. – Минск: ПНП. – Вып. 2, часть 2. – и-т матем. АН БССР. – 1973. – 272 с.
55. Зайдель А.Н. Ошибки измерений физических величин. – Л.: Наука, 1974. – 106 с.
56. Очистка промышленных газов от пыли / В.Н. Ужов, А.Ю. Вальдберг, Б.И. Мягков и др. – М.: Химия, 1981. – 392 с., ил.
57. Грин Х., Лейн В. Аэрозоли – пыли, дымы и туманы / Пер. с англ.: Под ред. Н.А. Фукса. – Л.: Химия, 1968. – 428 с.

58. Павленко Ю.П., Бахтин В.И. Исследование гидравлического сопротивления, создаваемого в газовом потоке соударяющимися струями // НТС: Химическая технология. – Киев, 1982. - № 5. – с. 57 – 58.

59. Исследование гидродинамических характеристик плоских радиальных струй / Ю.П. Павленко, В.И. Бахтин, О.И. Говоров, А.Ю. Васильченко // НТРС: Промышленная и санитарная очистка газов. -М.: ЦИНТИхзимнефтемаш. – 1983. - № 1. – с. 7.

60. Пажи Д.Г., Галустов В.С. Основы техники распыливания жидкостей. – М.; Химия, 19084. – 256 с.

61. Сиов Б.Н. Истечение жидкости через насадки в среды с противодавлением. – М.: Машиностроение, 1968. – 140 с.

62. Хованский Г.С. Основы номографии. – М.: Наука, 1976. – 352 с.