

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
ЗАПОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
ІНЖЕНЕРНИЙ НАВЧАЛЬНО-НАУКОВИЙ ІНСТИТУТ  
ІМ.ІО.М. ПОТЕБНІ

кафедра металургійних технологій, екології та техногенної безпеки

Кваліфікаційна робота  
бакалавра

До рецензії  
12.02.23г.

на тему Розробка системи очищення технологічних газів агломераційного виробництва

Виконав: студентка 4 курсу, групи 6.1839

Спеціальності 183 Технології захисту

навколишнього середовища

освітньої програми Технології захисту

навколишнього середовища

Чепурний В.В.

Керівник доцент, к.т.н. Манідіна Є.А.

Рецензент проф., д.т.н. Белоконь Ю.О.

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
ЗАПОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
ІНЖЕНЕРНИЙ НАВЧАЛЬНО-НАУКОВИЙ ІНСТИТУТ  
ім. Ю.М. ПОТЕБНІ

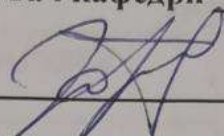
Кафедра металургійних технологій, екології та техногенної безпеки

Спеціальність 183 Технології захисту навколишнього середовища

Освітня програма Технології захисту навколишнього середовища

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри МТЕТБ

  
Ю.О. Белоконь

“29” 12 2023 року

ЗАВДАННЯ

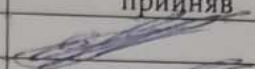


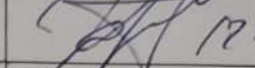
НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ СТУДЕНТОВІ

Чепурному Володимиру Володимировичу  
(прізвище, ім'я, по батькові)

- 1 Тема роботи Розробка системи очищення технологічних газів агломераційного виробництва
- 2 керівник роботи Манідіна Євгенія Анатоліївна, к.т.н., затверджені наказом вищого навчального закладу від «29» грудня 2022 року №1893-с
- 3 Строк подання студентом роботи 16.06.2023 р.
- 4 Вихідні дані до роботи технологічні гази агломераційного виробництва, витрата 187000 м<sup>3</sup>/год, температура 205 С, запиленість – 5,8 г/м<sup>3</sup>, 3÷6% CO<sub>2</sub>; 12÷17% O<sub>2</sub>; 0,3÷3,0% CO; щільність часток пилу до 2000 мг/м<sup>3</sup>. Вміст сульфур(IV) оксиду 0,8-2,0 г/м<sup>3</sup>
- 5 Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) аналіз джерел викидів в агломераційному аиробництві, фізико-хімічна характеристика пилогазових викидів, аналіз існуючої системи газоочищення, обґрунтування запроєктованної системи газоочищення, розрахунок основного газоочисного обладнання, розрахунок серодинаміки газового тракту, аналіз умов праці в агломераційному виробництві.

6. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень)  
Креслення, презентаційний матеріал, а саме: апаратурно-технологічна  
 схема, розріз аглоцеху, агломераційна машина, схема газоочищення,  
 газоочисне обладнання, карта умов праці

7. Консультанти розділів проекту (роботи)

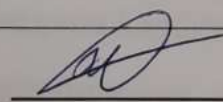
Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата
		завдання прийняв
Загальна частина	Манідіна Є.А., доцент	
Технологічна частина	Манідіна Є.А., доцент	
Охорона праці та техногенна безпека	Манідіна Є.А., доцент	
Нормоконтроль	Белоконь Ю.О. завідувач кафедри	 17.06.23

7. Дата видачі завдання 17.04.2023

**КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН**

№ з/п	Назва етапів кваліфікаційної роботи	Строк виконання етапів роботи	Примітка
1	Вступ	1.05 - 10.05	виконано
2	Реферат	14.06 - 16.06	виконано
3	Загальна частина	1.05 - 10.05	виконано
4	Технологічна частина	10.05 - 05.06	виконано
5	Охорона праці та техногенна безпека	05.06 - 14.06	виконано
6	Висновки	14.06 - 16.06	виконано

Студент



В.В. Чепурной

Керівник проекту (роботи)



Є.А Манідіна



## РЕФЕРАТ

77 с., 16 табл., 17 рис., 14 джерел

Пояснювальна записка до кваліфікаційної роботи бакалавра

АГЛОМЕРАЦІЙНЕ ВИРОБНИЦТВО, ВАКУУМ-КАМЕРИ ПИЛ,  
ОКСИД СІРКИ (IV), РУКАВНИЙ ФІЛЬТР, АДСОРБЕР, ЕКСГАУСТЕР

Об'єкт проектування – спікальне відділення агломераційного цеху.

Предмет проектування – система очищення технологічних газів від агломераційних машин.

Мета проекту – проектування системи очищення агломераційного газу з знешкодженням токсичних газоподібних компонентів.

У першому розділі кваліфікаційної роботи наведена характеристика технології виробництва агломерату з точки зору аналізу джерел викидів, наведено фізико-хімічна характеристика пилогазових викидів агломераційного виробництва. Проведено аналіз відомих систем очищення агломераційних газів, встановлено їх недоліки та запропоновано і спроектовано ефективну систему газоочистки.

В другому розділі роботи розрахована та спроектована система очищення агломераційних газів, що включає: рукавні фільтри типу ФРІР, адсорбер, ексгаустер та димову трубу висотою 120 м.

У третьому розділі наведена характеристика шкідливих та небезпечних факторів агломераційного виробництва, розроблені заходи щодо поліпшення умов праці робітників агломераційного цеху

## ЗМІСТ

ВСТУП .....	6
1 ЗАГАЛЬНА ЧАСТИНА .....	8
1.1 Характеристика джерела викидів технологічних газів в агломераційному виробництві.....	8
1.2 Характеристика технологічного процесу з точки зору виникнення пилогазових викидів .....	14
2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА.....	30
2.1 Знепилення агломераційних газів.....	30
2.2 Очищення технологічних газів від токсичних газоподібних.....	35
2.3 Проектування системи гаочищення відхідних газів від агломераційних машин .....	43
2.3 Аеродинамічний розрахунок газового тракту .....	60
2.4 Розрахунок димової труби.....	63
2.5 Вибір димоцяга .....	65
3 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ТЕХНОГЕННА БЕЗПЕКА.....	67
3.1 Характеристика потенційних небезпечних та шкідливих виробничих факторів .....	67
3.2 Заходи з поліпшення умов праці. Виробнича санітарія .....	69
3.3 Електробезпека .....	72
3.4 Пожежна безпека .....	73
ВИСНОВКИ.....	75
ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ.....	76

## ВСТУП

Понад 90% викидів в атмосферу припадає на металургію, енергетику, видобуток вугілля та виробництво коксу.

Окрім викидів в атмосферу, металургійні підприємства використовують до 20-25% від загального обсягу водоспоживання промислових підприємств, значно забруднюючи поверхневі води. Більшість забруднюючих речовин, що викидаються в атмосферу металургійними підприємствами, припадає на коксохімічне, агломераційне, доменне, феросплавне та сталеплавильне виробництва. Коксохімічне виробництво є джерелом забруднення повітря оксидами вуглецю та сірки, а також вугільним пилом як під час виробничого процесу, так і під час перевалки вугільної сировини. У агломераційному виробництві основними джерелами забруднення повітря є агломераційні стрічки, системи охолодження агломерату, агломераційні горни та ділянки спікання і завантаження, сортування. Гази та пил, що утворюються в процесі спікання, включають оксиди сірки та вуглецю, залізо та його оксиди, оксиди марганцю, магнію, фосфору, кремнію, кальцію та інші.

Залежно від переважаючих вітрів, забруднення повітря в районах розташування металургійних підприємств може відбуватися в радіусі 20-50 км. Тому проблема проектування та експлуатації ефективних систем газоочищення димових газів агломераційного виробництва є актуальною на сьогоднішній день.

Таким чином, під час виконання кваліфікаційної роботи необхідно розв'язати наступні завдання:

- провести аналіз джерел викидів шкідливих речовин в агломераційному виробництві;
- навести фізико-хімічну характеристику технологічних газів агломераційного виробництва;
- проаналізувати відомі системи газоочищення технологічних газів агломераційного виробництва;

- обґрунтувати спосіб очищення технологічних газів від пилу та оксиду сірки(IV)
- розрахувати основне газоочисне обладнання та аеродинаміку газового тракту, обрати тягодуттєве обладнання.

## 1 ЗАГАЛЬНА ЧАСТИНА

### 1.1 Характеристика джерела викидів технологічних газів в агломераційному виробництві

Виробництво агломерату пов'язане з утворенням газів з великою кількістю пилу та токсичних газоподібних сполук.

Технологічні гази (неорганізовані викиди) утворюються під час спікання шихти в агломераційній машині. Ці гази видаляються з-під агломашини через вакуум-камери, колектори і пиловловлювачі, з відки вони всмоктуються витяжними вентиляторами і викидаються в атмосферу через димову трубу.

Продуктивність технологічного газу на тонну агломашини в середньому становить 2,5 тис. м<sup>3</sup>/год, об'єм газу, що відсмоктується з однієї машини, коливається від 300000 до 2 млн. м<sup>3</sup>/год, залежно від площі спікання, а температура газу – від 120°C до 180°C.

Конструкція агломашини. Стрічкові (конвеєрні) агломашини (рис.1.1) являють собою замкнуті ланцюги агломераційних візків-піддонів, які рухаються по рейках верхньої горизонтальної робочої гілки агломашини під дією зірочок приводу по рейках нижньої похилої (2-3°) холостої гілки агломашини під дією горизонтальної складової власної ваги. Машина рухається в перевернутому положенні. Агломашина являє собою конвеєр з нез'єднаних між собою агломераційних візків 1 з решітками, які рухаються по закритих напрямних. На верхній і нижній рейках візки рухаються в тісному контакті один з одним, утворюючи робочу гілку і гілку холостого ходу. Рух по робочій гілці здійснюється за рахунок підйому з неробочої гілки і штовхання приводною зірочкою<sup>7</sup>.

На початку робочої гілки конвеєра на рухомий візок живильником 2 укладається постіль (засипний матеріал), що складається з великих шматків руди, потім живильником 3 (одним або двома) укладається ясновна шихта шарами по 350-500 мм.



Коли візок рухається під піччю 4, тверде паливо (кокс) у поверхневому шарі запалюється полум'ям газового пальника. Температура в центрі горіння досягає  $1450^{\circ}\text{C}$ , розплавляючи флюс. Під кулею шихти у вакуумній камері 5 створюється розрідження, яке дозволяє продуктам згоряння проходити через шихту і запалювати нижні частинки твердого палива. Гази відводяться через вакуумну камеру, газоходи і пиловловлювач 6 в димову трубу 9. Необхідний вакуум  $10\text{-}25$  кПа створюється вентилятором (витяжною системою) 8. У міру охолодження розплавленої маси відбувається спікання агломераційного пирога.

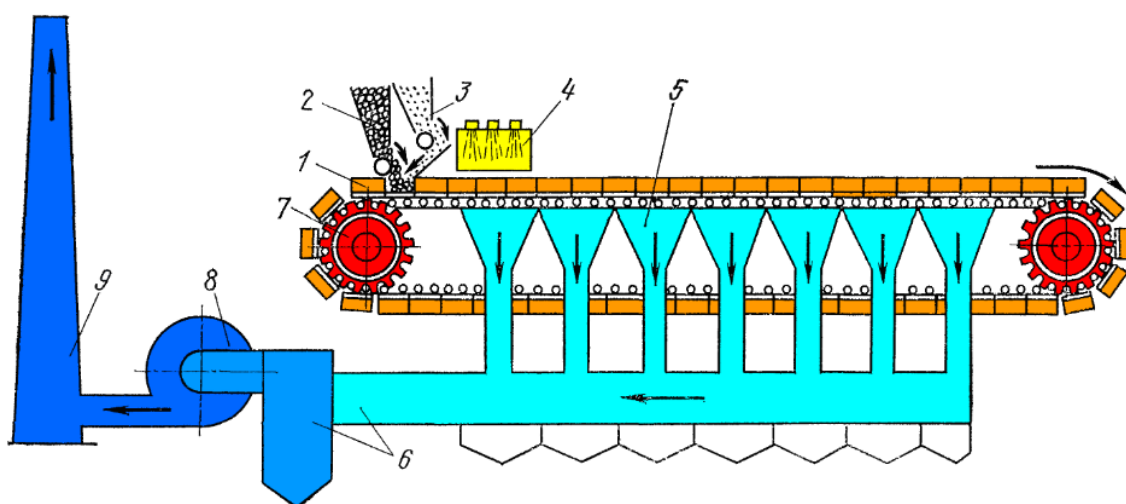


Рисунок 1.1 – Робота агломераційної машини

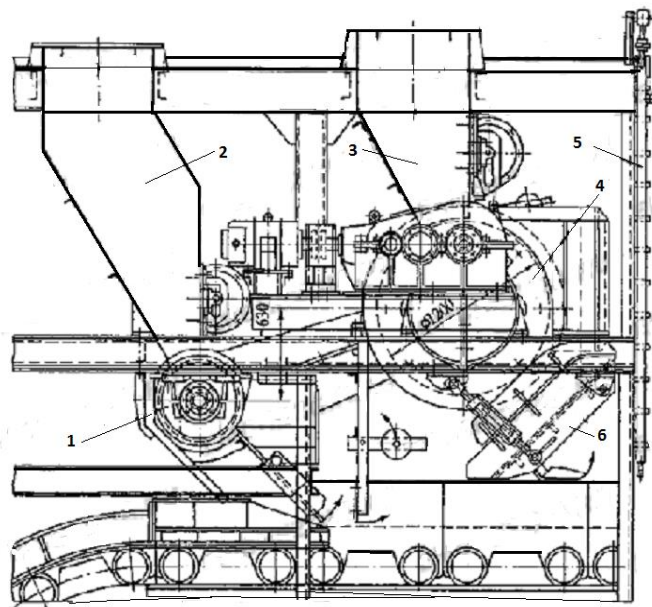
Тому, коли піддон рухається над вакуумною камерою, більша частина повітря повинна проходити через шар шихти, укладеної на робочій гілці агломашини. Шихта 2 і шихта розміщуються на піддоні, який переміщується спеціальним живильником 3. Підпал шихти здійснюється за допомогою стаціонарного газового горну 4. Час перебування піддону під горном становить приблизно одну хвилину.

Теплота запалювання на  $\text{м}^2$  поверхні шару, що спікається, становить  $42\text{-}50,5$  МДж/хв. З моменту запалювання шихти піддон агломашини знаходиться над вакуумною камерою, в якій підтримується розрідження  $8\text{-}20$  кПа. Зона

горіння твердого палива знаходиться у верхньому положенні під запальним горном. При русі піддону зона горіння переміщується вниз до колосникової решітки і проходить через весь шар агломерату за 10-12 хвилин (в залежності від висоти шару і вертикальної швидкості спікання).

У момент, коли зона горіння досягає шару, піддон потрапляє на закруглення розвантажувальної секції стрічки, утвореної напрямною і контррейкою, перекидається, і готовий агломерат скидається з візка-палети. Скидання супроводжується легким ударом, який допомагає видалити застрягле в колосниковій решітці сміття і виштовхнути приварені до металу решітки шматки агломерату. Для цього безпосередньо за вакуумною камерою розрізається безперервний ланцюг візків, щоб по візку-палети агломашини могла ще раз вдарити група порожніх реверсивних візків.

Устаткування агломераційного візка-палети показано на рис. 1.1.2.



1 – рама; 2 – колосники; 3 – ходові ролики; 4 – вантажні ролики; 5 – змінні борти; 6 – пластини ущільнення

Рисунок 1.2 – Спікальний візок-палети

Сталева рама візка-палети виготовлена з трьох секцій, що між собою з'єднані болтами. Між чотирьма балками рами 1 змонтовано три ряди сталевих решіток 2 з проміжком 5-6 мм (12-15 % активної площі поперечного перерізу решітки).

Зверху рами 1 прикручуються змінні боковини 5, висота яких відповідає висоті шару, що спікається. Знизу рама оснащена ущільнювальною пластиною 6, за допомогою якої палета під час руху контактує з ущільнювальною пластиною вакуумної камери.

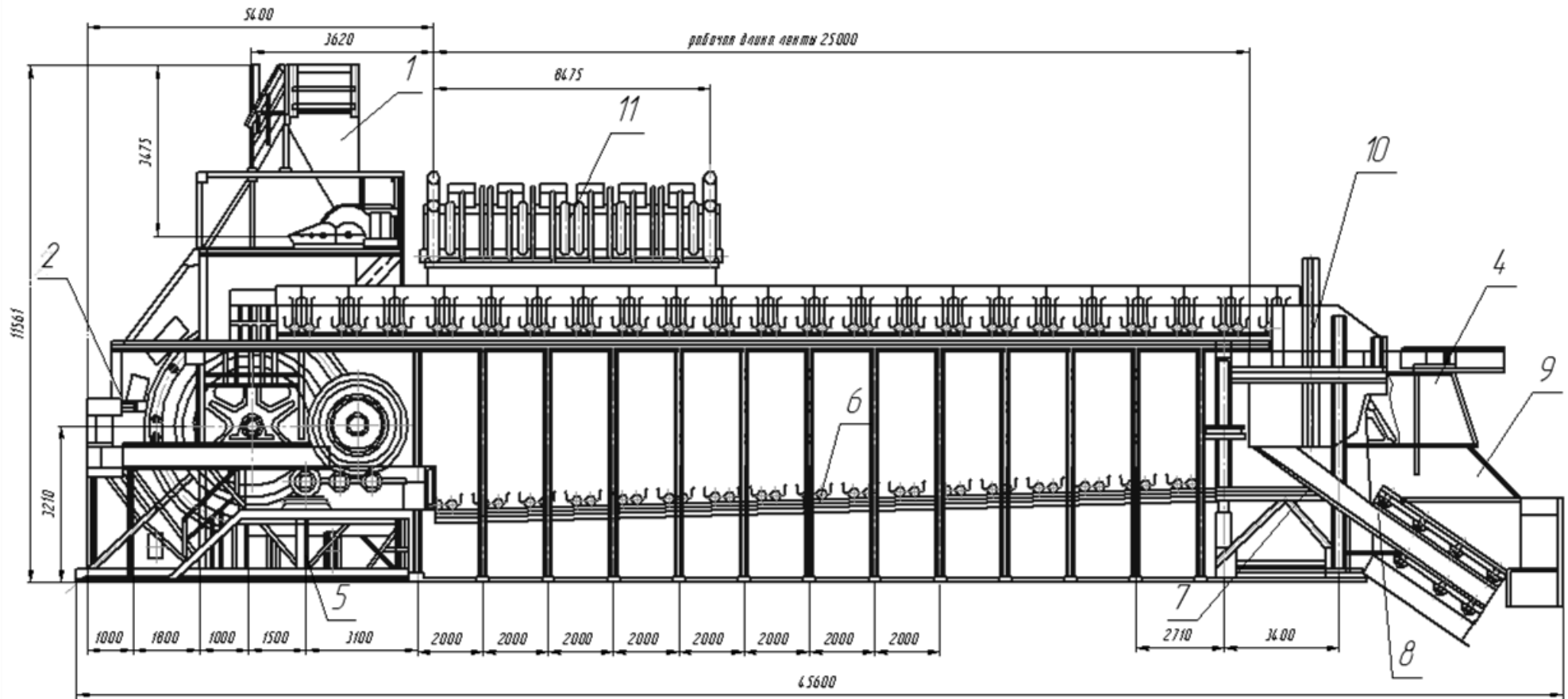
Палети рухаються по рейках на чотирьох ходових роликах 3, а закріплення піддону здійснюється безпосередньо на приводних зірочках на чотирьох навантажувальних роликах 4 або на рамі палети 1.

Повний комплект палет для агломераційної машини з площею спікання  $75 \text{ м}^2$  складається з 80 агломераційних візків.

Під палетами в робочій гілці стрічки для спікання агломерату знаходиться вакуумна камера (рис. 1.3, рис. 1.4). Внутрішня поверхня якої покрита футерувальною плитою для захисту від абразивного впливу пилогазових потоків. Вакуум в кожній камері можна регулювати за допомогою ручного дросельного клапана, але все ж таки рекомендується застосовувати засоби автоматизації.

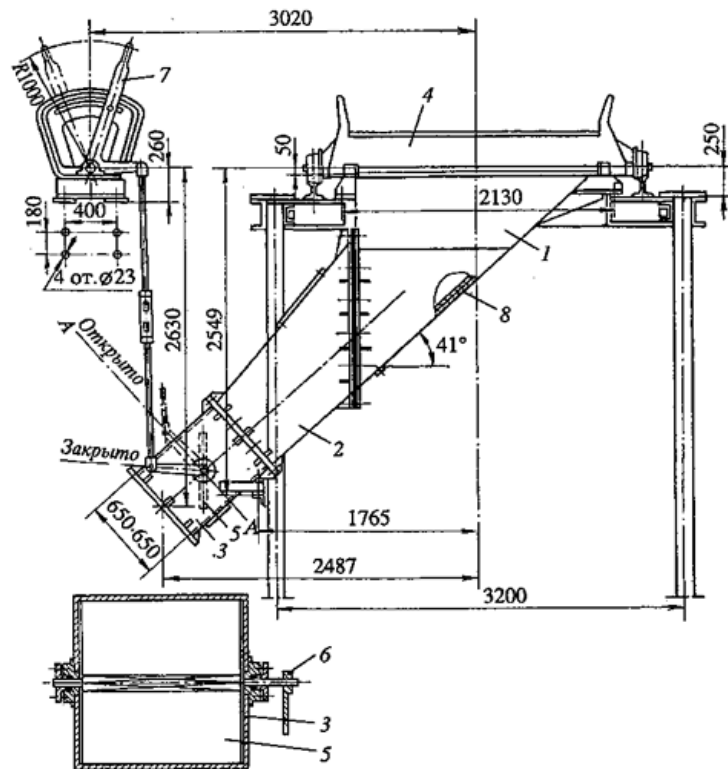
Спечений матеріал за звичай подається на стрічку за допомогою комбінації барабанного і човникового живильників. З шихтового бункера, розташованого над головою машини, спечений матеріал спочатку подається на рухомий човниковий живильник, який здійснює зворотно-поступальні рухи вздовж рейкової колії, розташованої поперекосі машини.

Човниковий живильник являє собою візок, що приводиться в рух роликами і замкнутою гумовою стрічкою, яка рівномірно розподіляє шихту по довжині нижнього обертового барабанного живильника, де шихта розміщується на палеті. У деяких випадках для завантаження шихтиви користується тільки барабанний живильник.



1 – живильник шихти; 2 – головна частина агломашини; 3 – захисний кожух; 4 – розвантажувальна частина агломашини; 5 – тічки для осипу; 6 – рейка; 7 – похилий лист; 8 – грохот; 9 – відсічний пристрій; 10 – борт палет; 11 – горн агломашини

Рисунок 1.3 – Агломашина стрічкового типу АКМ1-75



1 – верхній короб; 2, 3 – патрубки; 4 – палета, що встановлена над вакуум-камерою; 5 – дросель-клапан; 6, 7 – важелі ручного керування; 8 – футерування вакуум-камери

Рисунок 1.4 – Обладнання вакуум-камер агломації типу АКМ1-75

З'єднання між рухомим візком для спікання та нерухомою вакуумною камерою є особливо важливою частиною конструкції машини.

Ущільнення вакуумної камери використовуються для запобігання потраплянню повітря, що може підсмоктуватися з навколишнього середовища (рис. 1.5).

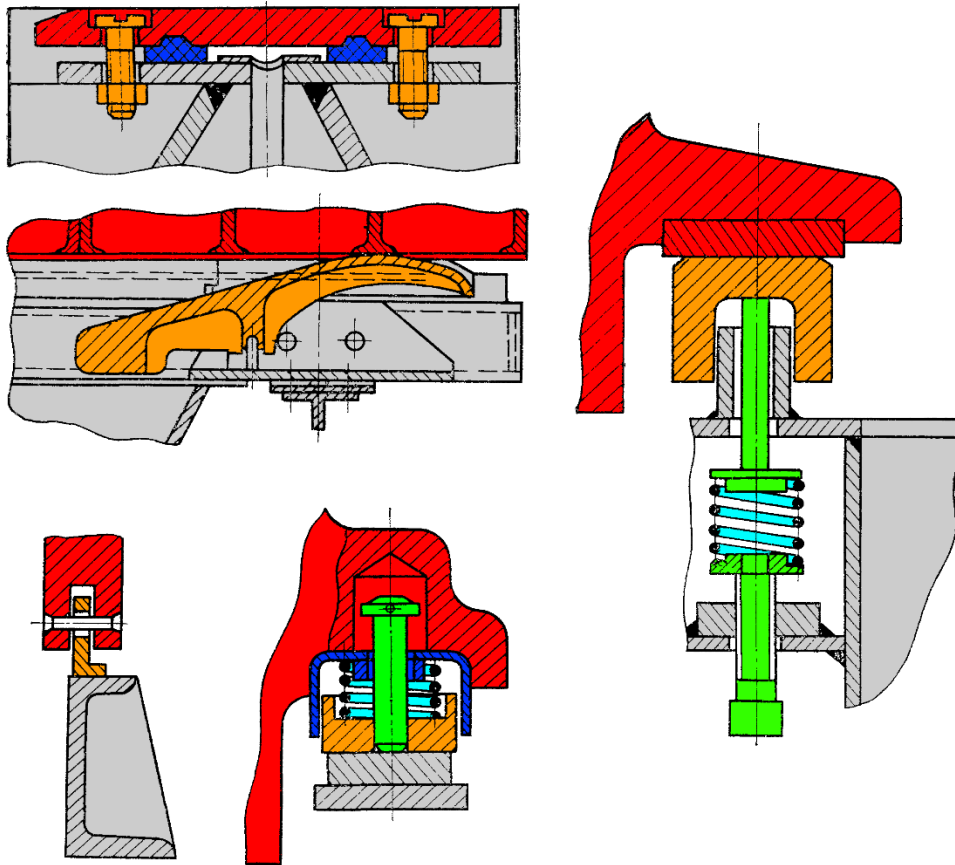


Рисунок 1.5 – Ущільнення вакуум-камер

## 1.2 Характеристика технологічного процесу з точки зору виникнення пилогазових викидів

Метою агломерації є поліпшення металургійних властивостей сировини шляхом її окускування, додавання флюсу та інших корисних добавок, а в деяких випадках – видалення шкідливих домішок.

Шихта для виробництва агломерату складається з таких основних компонентів: концентрат, залізна руда, флюс, паливо і агломераційна шихта. Крім того, в шихту додають різні відходи виробництва, такі як доменний пил, доменний і сталеплавильний шлам і прокатна окалина, які є дешевими заміниками залізної руди.

Основними вимогами до якості залізної руди є (табл.1.1): високий вміст заліза (60-67%), мінімальний вміст шкідливих домішок, високий вміст



основних оксидів у порожній породі, постійний хімічний склад, високий коефіцієнт вилучення, висока газопроникність основної маси, тобто окускуваність, міцність, відсутність дрібних фракцій, гарну відновлюваність.

Таблиця 1.1 – Склад залізної руди та концентрату

Види шихтових матеріалів	Відсотковий склад, %								
	Fe	FeO	SiO <sub>2</sub>	CaO	MgO	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	S	TiO <sub>2</sub>	п.п.п
Концентрат	58-68	18-28	4-13	0,2-4,0	0-1,0	0-3,0	0-0,7	0-0,9	0,5-12
Залізна руда	50-67	0,5-20	10-25	0,5-20	0-3,0	0,5-5,0	0-2,0	0-0,3	0,5-12

Шихта являють собою дрібні, часто недоспечені агломерати з розміром зерен 0-10 мм, що включають залишки коксу (0,4-1%), вапняку і вапна, а також фрагменти руди, які з різних причин не згоріли в процесі спікання.

До спікання також можуть додаватися шлами металургійних заводів і систем очищення доменних газів, а також окалина з циклів рециклів прокатних станів. Хімічний склад деяких видів відходів наведено в табл.1.2.

Таблиця 1.2 – Склад металургійних відходів, що використовують у якості аглошихти

Сировина	Відсотковий склад, %										
	Fe	SiO <sub>2</sub>	CaO	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	MgO	MnO	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	S	PbO	Na <sub>2</sub> O+K <sub>2</sub> O	п.п.п
Пил колошниковий	38.97	18.10	9.88	1.79	1.04	1.08	0.64	0.47	0,5-12	1.63	17.73
Шлам газоочисток доменних печей	42.81	11.70	5.57	2.03	1.04	0.32	0.19	0.65	0,5-12	0.63	16.35
Окалина прокатних станів	63.00	7.25	0.20	1.17	-	0.43	0.69	0.10		-	-

Для спікання використовується тверде паливо (коковий дріб'язок, антрацит і бідне вугілля), рідке паливо (важка нафта) і газоподібне паливо

(суміш коксового та доменного газу з природним газом). При спалюванні палива утворюється зола, хімічний склад якої наведено в таблиці 1.3.

Таблиця 1.3 – Склад золи коксу, % (по масі)

Відходи	Відсотковий склад, %									
	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	CaO	MgO	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	S	K <sub>2</sub> O	Na <sub>2</sub> O	інш.
Дніпродзержинський КХЗ	42.43	24.20	21.78	3.03	1.92	-	2.00	2.10	1.00	0.80
Криворізький КХЗ	42.40	22.40	25.80	2.80	1.16	0.1	2.00	-	-	-
Запорізький КХЗ	38.66	23.20	28.70	2.80	1.80	-	1.40	1.60	0.70	1.08

Як паливо використовується кокс з розміром сита 10-0 мм і антрацитовий пек із зольністю до 15%.

Паливо додається для інтенсифікації процесу і забезпечення необхідного рівня тепла в процесі спікання. Витрата твердого палива коливається в широких межах залежно від характеристик шихти, що спікається, в межах 4-10 % від загальної маси шихти, що спікається, за різних умов.

Крім того, шихта для спікання містить звичайний вапняк (вміст CaO >53,5%) і вапно (фракція 3-15 мм, вміст CaO >75%), що утворюється під час прожарювання вапняку в агломераційній фабриці.

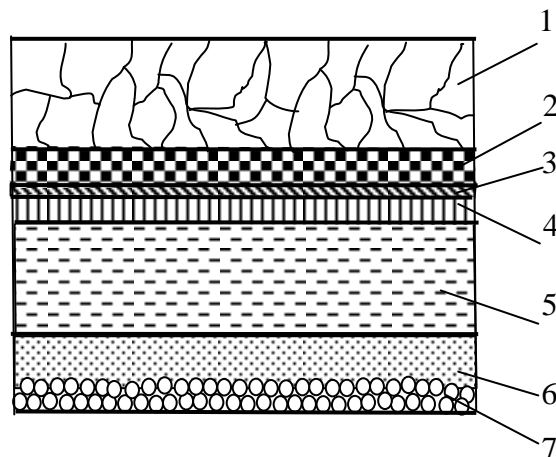
Основні флюси (вапняк і доломіт) додаються до агломерату для досягнення необхідної основності. Тонкоподрібнені вапняк і вапно покращують грудкуватість шихти і газопроникність під час спікання.

У табл. 1.4 приведено хімічний склад вапняку основних родовищ.

Таблиця 1.4 – Усереднений склад вапняку (звичайного та доломітизованого), %

Вид вапняка	Вміст, %										
	Fe	Mn	P	S	Fe <sub>2</sub> O	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	CaO	H <sub>2</sub> O	MgO	Інш.
Звичайний	0,49	0.01	0.01	0,12	0.7	1.60	0.80	53.5	2,80	0.70	42,37
Доломітизований	0,02	0.01	0.01	0,20	0.03	1.60	0.80	40.0	42,37	14.0	3,10

Виробничому процесу передуює дозування дрібних компонентів, що складають рудну частину шихти, а також коксу, вапна і вапняку. Співвідношення між компонентами шихти можна визначити розрахунковим шляхом. При спіканні надмірнотонких концентратів ефективність процесу спікання значно знижується, якщо не проводити попереднє огрудкування. Отриману шихту ретельно перемішують і звожують до рівня, при якому її газопроникність є найбільш сприятливою. При завантаженні в агломераційну машину шихта складається в основному зі згуртованих грудок частинок руди, коксу і вапняку (витрата коксу варіюється від 3 до 15% по масі в залежності від умов). Шихта розміщується на колосниковій решітці з використанням шару засипки (готові агломерати розміром 8-15 мм або великі шматки шихти без додавання палива). Засипка захищає колосникову решітку від високих температур, запобігає випаданню шихти через щілини в решітці і полегшує спуск готового агломерату з колосникової решітки після закінчення процесу [7]. На рис. 1.6 показана схема стаціонарної установки для агломерації руд.



1 – зона готового агломерату; 2 – зона горіння твердого палива ; 3 – зона інтенсивного нагрівання шихти; 4 – зона сушіння; 5 – зона перезволоження; 6 – зона початкової шихти; 7 – постіль

Рисунок 1.6 – Послідовність розміщення температурних зон у деякий період часу за висотою шихти

Чаша 1 має колосникову решітку 2, яка своїм нижнім фланцем з'єднана з газопроводом 3, що веде через систему пиловловлювачів до витяжного вентилятора. Вентилятор створює під колосниковою решіткою розрідження, необхідне для нормального протікання процесу, яке за звичай не перевищує 1100 мм рт.ст. Шихта завантажується поверх шару шихти. Залежно від газопроникності шихти висота шару шихти змінюється від 200 до 400 мм.

Після втягування газів і в верхній шар шихти обробляється продуктами згоряння доменного і коксового газів, які подаються протягом 1-2 хвилин. Через газовий пальник 4 високотемпературні (1200-1300°C) продукти згоряння газу нагрівають поверхневий шар досить тонкої шихти, видаляють вологу і створюють умови для початку процесу горіння шихтового палива. Після цього пальник видаляється, оскільки цей процес не потребує додаткового підведення тепла ззовні.

Найважливішою особливістю процесу спікання є те, що в будь-який момент часу горить лише вузький шар шихти (зазвичай менше 40 мм). Всі частинки палива, розташовані нижче, ще не нагрілися до температури, при якій починається інтенсивне горіння (700°C), або не отримали достатньої кількості кисню зверху. У міру вигорання вугілля зона горіння палива поступово переміщується вниз, проходячи всю висоту шару постілі за 12-15 хвилин.

У випадково обраний момент над зоною горіння розташовується готове спечене тіло, з якого засмоктується повітря. Під час охолодження спеченого тіла повітря нагрівається і тепло використовується в зоні горіння твердого палива. При цьому продукти згоряння віддають тепло дуже невеликому шару холодної сировини, який швидко нагрівається. Температура газів, що виходять з чаш, які відсмоктуються витяжками, тривалий час залишається на рівні 50°C, підвищуючись до 200-300 °C лише в останні кілька хвилин процесу. Напротивагу цьому, температура в зоні горіння палива часто досягає 1500°C. З вищесказаного зрозуміло, що процес спікання є дуже економічним, оскільки тепло димових газів і значна частина тепла готового продукту можуть бути

користані майже повністю для корисних цілей. Це одна з причин, чому процес спікання широко використовується в промисловості [6].

Сировинна шихта швидко нагрівається знизу в області, що прилягає до зони горіння. При цьому втрачається спочатку гігроскопічна, а потім гідрофільна вода. Водяна пара може знову конденсуватися при контакт із холодною шихтою. Утворюються ділянки, де вміст води в шихті перевищує початковий оптимальний вміст води, тобто ділянки перезволоження шихти.

У зоні нагрівання шихти відбуваються хімічні взаємодії між твердими фазами, такі як розкладання карбонатів і гідратів, а також відновлення і окислення заліза.

У найпростішому прикладі випалу гематитової руди з кварцовими відходами гематит дисоціює в області високих температур і відновлюється до магнетиту і вюститу продуктами згоряння газоподібного палива. Продукт цієї взаємодії, ферит, плавиться при  $1205^{\circ}\text{C}$ , тобто значно нижче температури, що зазвичай спостерігається в зоні горіння. В результаті розплав інтенсивно розчиняє оксид заліза і значна частина загальної маси шихти переходить в рідкий стан, коли витрата палива на цей процес є нормальною і підвищеною. Після вигорання вуглецю гаряча зона переміщується вниз, а розплав швидко охолоджується повітрям. Готове спечене тіло є продуктом кристалізації розплаву[3].

На доменну піч надходять так звані придатні агломерати розміром 15 мм; агломерати розміром 8-15 мм використовують як засипку для машини; більш дрібні агломерати розміром 8 мм і менше додають в агломераційну шихту (повернення) разом з рештою невипаленої шихти. Крім повного використання відходів виробництва, зворотна шихта покращує газопроникність шихти.

Якість спеченого тіла визначається його хімічним складом, міцністю і ступенем відновлення. Міцність спеченого тіла залежить від температури, при якій в зоні спікання з'являється рідка фаза, її кількості та природи. Технічно вона визначається витратою палива, складом шихти і мінералогічним складом отриманого спеченого тіла.

Хімічні процеси і мінералогічні зміни при спіканні залізородних матеріалів. Дослідження показали, що вихідна агломераційна шихта і отримане з неї спечене тіло істотно відрізняються за хімічним і мінералогічним складом. Це свідчить про те, що під час спікання відбуваються різні хімічні процеси і глибокі мінералогічні перетворення.

Залежно від температурного діапазону всі ці процеси можна розділити на три групи

- Хімічні та мінералогічні перетворення в твердій фазі;
- Процеси, що відбуваються під час плавлення спечених матеріалів;
- Мінералогічні процеси, що відбуваються під час затвердіння (кристалізації) розплаву.

Процеси в твердій фазі (в інтервалі 500-1100°C):

- а) хімічні процеси між твердими компонентами шихти і газом;
- б) хімічні і мінералогічні перетворення між твердими речовинами.

Розпад гідратних сполук. У деяких випадках компонент агломераційної шихти містить «тверду» воду. «Тверда» вода – це частина кристалічної решітки певних мінералів у вигляді молекул  $H_2O$  або груп  $OH$ . Ця вода набагато міцніше пов'язана з матеріалом, ніж гігроскопічна або адсорбційна вода. Для розкладання гідратів потрібно більше енергії, і процес дисоціації відбувається при більш високих температурах, ніж випаровування гігроскопічної води в шихті. Температура початку розкладання становить [1-3]:

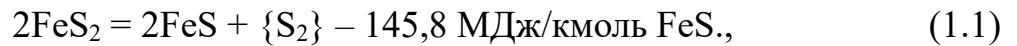
- тур'їта  $2Fe_2O_3 \cdot H_2O$  – 150...200°C;
- лимонита  $2Fe_2O_3 \cdot 3H_2O$  – 120...140°C;
- гетита  $Fe_2O_3 \cdot H_2O$  – 190...300°C;
- портландита  $Ca(OH)_2$  – 450°C.

За даними термографічного аналізу, гідроксид заліза вивільняє основний вміст води за температури близько 300°C [3]. У реальному процесі спікання розкладання гідратів відбувається за вищих температур (до 1000°C), якщо швидкість нагрівання матеріалу висока.



Розкладання карбонатів є дуже ендотермічним процесом. Це одна з причин, чому при виробництві флокуляції флюсованих шихт максимальні температури значно нижчі (200-300°C) порівняно з флокуляцією безфлюсованих шихт.

Поведінка сульфиду сірки. Деяка частина сірки, наприклад, пірит залізної руди, в принципі може бути видалена шляхом термічної дисоціації:



Пружність пари сірки становить 0,1 МПа при 690 °С. Оскільки температура кипіння сірки становить 444,6 °С, сірка, що утворюється у вигляді пари, може бути видалена з високотемпературної зони разом з газом. На практиці лише невелика частина сірки в пароподібному стані видаляється під час коагуляції на кінцевій стадії спікання. Решта сірки конденсується в низькотемпературному шарі шихти і може вступати в хімічну реакцію з компонентами шихти.

Більша частина сульфідної сірки видаляється з руди шляхом окислення до діоксиду сірки і перенесення газоподібного діоксиду сірки в агломераційний газ.

На швидкість (і повноту) окислення сульфідів впливають такі фактори

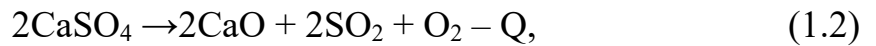
а) Розмір зерен руди: за однакових умов ступінь знесірчення шматків розміром - 10 мм становив 88 %, а шматків розміром - 2 мм -95 %;

б) Швидкість окислення сульфідів, як і в інших хімічних реакціях, значно зростає з підвищенням температури. Бажано не спрямовувати цей процес у бік утворення великої кількості розплаву, який перешкоджає вільному доступу газоподібного кисню до рудних уламків;

в) концентрація кисню в газовій фазі повинна бути якомога вищою. Однак слід зазначити, що умови досягнення двох останніх вимог суперечливі: зі збільшенням витрати палива на шихту (для підвищення температури матеріалу, що спікається) концентрація вільного кисню в агломераційному газі

неминуче буде знижуватися (вуглець має більшу спорідненість до кисню, ніж сірка, а кисень, що міститься в повітрі, в основному використовується для горіння).

Поведінка сульфїту сірки під час флокуляції. Видалення сірчистого сульфїту вимагає зовсім інших умов: розкладання  $\text{CaCO}_4$  з виділенням  $\text{CO}_2$  і перетворенням його в газ вимагає температури вище  $1100^\circ\text{C}$ :



Присутність кисню в оточуючій паровій фазі перешкоджає розкладанню сульфатів і не дає константі рівноваги реакції досягти високого значення.

Процеси тверде тіло-тверде тіло (твердофазні). Ці процеси відбуваються в шихті під час нагрівання до  $500-1200^\circ\text{C}$ .

Через короткий час нагрівання ( $40-50^\circ\text{C}$ ) утворюється лише невелика кількість нових сполук, але ці сполуки, що характеризуються низькими температурами плавлення, і евтектичні суміші на їх основі утворюють спечений первинний розплав, першу частину рідкої фази.

Слід відзначити кілька особливостей твердофазного процесу.

По-перше, швидкість хімічних і мінералогічних перетворень у багаторазів нижча, ніж швидкість процесів у рідкій або газовій фазі, через обмежену рухливість реагуючих частинок, які змушені дифундувати в кристалічній решітці твердого тіла.

По-друге, у твердій фазі можуть відбуватися лише реакції, пов'язані зі зменшенням вільної енергії системи, тобто екзотермічні реакції.

По-третє, коли різні реакції відбуваються в сумішах декількох речовин, швидкість накопичення маси продуктів взаємодії визначається розмірами контактних поверхонь, а не хімічною спорідненістю реагентів.

За таких умов хімічні та мінералогічні перетворення значно прискорюються. Прискорення цих процесів можна пояснити швидким зростанням концентрації активних дефектів кристалічної решітки в наслідок швидкого підвищення температури.

При нагріванні концентрату до 300 °С починається окислення магнетиту, що перетворює його в гематит (нижня зона окислення). В результаті цього процесу вміст гематиту може досягати 20-25%. Починаючи з 700°С, спечений матеріал «вступає» в зону відновлення, де значна кількість  $Fe^{3+}$  відновлюється до  $Fe^{2+}$ , не тільки знижуючи вміст гематиту, але й утворюючи в деяких мікрооб'ємах шихти вустіт ( $Fe_3O_4 + CO = 3FeO + CO_2$ ).

Таким чином, матеріал, що спікається, містить якомога більше оксиду в діапазоні температур 500-700°С.

Процес відбувається між розплавленням шихти і кристалізацією матеріалу, що спікається.

Це основний період когезійно-рідиннофазного спікання, під час якого формується фізична структура спеченого матеріалу.

Перша частина розплаву, що спікається, складається зі сполук з відносно низькими температурами плавлення:

ферит-  $2FeO-SiO_2$ ;

олівін- $CaO_x-FeO_{2-x}SiO_2$ ;

фериткальцію- $CaO-Fe_2O_3$ ;  $2CaO-Fe_2O_3$ .

Більшість шихт піддаються плавленню під час звичайного процесу спікання. З цієї точки зору, залізородні агломерати можна розглядати як продукт кристалізації залістих силікатних розплавів різного ступеня основності. Головною особливістю цього періоду є дуже висока рухливість іонів у розплаві, що призводить до високої хімічної спорідненості між компонентами розплаву.

Утворення окремих фаз флюсовмісних агломератів. Першим кристалізується магнетит, найбільш тугоплавка фаза. У цей час утворюється певна кількість гематиту в результаті окислення  $Fe_3O_4$  киснем повітря. Зі збільшенням основності шихти  $CaO$  витрачається в наступному порядку. Спочатку він використовується для утворення залізо-кальцієвого олівіну, а коли концентрація оксиду кальцію в олівіні досягає максимуму, решта  $CaO$

використовується для утворення силікатів кальцію, спочатку  $2\text{CaO}\cdot\text{SiO}_2$ , а потім  $3\text{CaO}\cdot\text{SiO}_2$ .

Кінцева мінералогічна структура спеченого тіла багато в чому визначається мікронеоднорідністю шихти при спіканні, яка обумовлена мікронеоднорідністю шихти, що спікається. Це пов'язано з тим, що невеликі кількості флюсу (вапняку) і палива (коксу), які до того жє відносно великими фрагментами (до 3 мм), не можуть бути рівномірно розподілені в об'ємі залізорудної частини шихти навіть при найкращому перемішуванні. Тому два сусідні мікрооб'єми містять різні комбінації мінералів з вихідної шихти і різний вміст палива. Все це створює неоднорідне температурне поле в когезійному шарі, що призводить до різного протікання процесів дисоціації, відновлення і окислення, і, в кінцевому підсумку, до утворення різних мінералів і структур.

Загальні особливості розвантаження агломераційного виробництва. Компоненти шихти безперервно подаються з бункера шихтозмішувача або безпосередньо з барабанного змішувача на стрічку машини, яка може бути відрегульована на товщину шару, зазвичай 190-250 мм або 240-300 мм. Під час руху стрічкового конвеєра шар шихти потрапляє у витяжний зонт запального горну, обладнаної пальником на природному газі. Під час перебування шихти в зоні запалювального горну і шар шихти нагрівається до температури 600-800°C, при якій вуглець коксу починає окислюватися і температура підвищується до температури спікання шихти (1200-1300°C) за рахунок подальшого згоряння коксу в шарі шихти. Процес горіння підтримується за рахунок подачі повітря у вакуумну камеру в нижній частині агломашини через шихту. Утворені продукти згоряння і пил видаляються пиловловлювачем через газовідвідну трубу, а очищений газ викидається в атмосферу через димову трубу.

Під час агломерації шихти велика кількість пилу утворюється при просіюванні шихти через решітки, при руйнуванні агломерату під час руху конвеєра і вібрації, а також при вивантаженні агломерату. Кількість пилу

змінюється по довжині агломераційної стрічки. У першій половині стрічки його кількість низька через високу вологість шихти і, як наслідок, низьку газопроникність. У другій половині стрічки, після висихання шихти, газопроникність збільшується і потік повітря через шар агломерату зростає. У цей час агломерат розширюється і через вібрацію стрічки та інші фактори виникають тріщини. Повітря, що проходить через тріщини, відриває спечені частинки і переносить їх у вигляді пилу в колектор продуктів згорання. Найбільші тріщини і, відповідно, найбільша кількість пилу утворюються, коли спечене тіло знімається з конвеєра в кінці агломераційної машини. Викиди для різних камер спікання (по їх довжині) показані табл. 1.5.

Під час спікання залізної руди в атмосферу викидається велика кількість технологічних газів, включаючи агломераційний пил, оксиди азоту, оксиди вуглецю та діоксид сірки від спікання сірчаної руди.

Таблиця 1.5 – Характеристика викидів по різних камерах агломашини

Параметри	Номера вакуум-камер					
	1	2	6-26	28	30	32
Витрата газу, тис. м <sup>3</sup> /год.	28,5	18,5	10-14	17,0	17,0	23,0
Концентрація пилу в газі, г/м <sup>3</sup>	10,0	3,5	0,2-0,6	4,0	8,1	18,2

Джерелами викидів пилу і газів на аглофабриках є технологічне обладнання, таке як агломашини, холодильники зворотного потоку, випалювальні печі та численні аспіраційні системи з дробарками, грохотами і конвеєрами. Крім того, навколишнє середовище забруднюється зовнішніми джерелами викидів пилу, такими як обладнання для завантаження та розвантаження сировини. Викиди пилу починаються з моменту надходження сировини на підприємство, під час розвантаження, перевантаження і транспортування, а також під час підготовки шихти і окатишів до спікання.

Джерелами викидів на аглофабриках є завантаження агломерату в хвостову частину і бункер агломашини, прийомні бункери рудного і доменного пилу у відділенні підготовки шихти, конвеєри і перевантажувальні пристрої. Характеристики шкідливих викидів від джерел викидів наведені в табл.1.6.

Викиди пилу при розвантаженні сировини залежать в основному від типу сировини та її властивостей. Кускова, волога сировина утворює менше пилу, в той час як дрібно зерниста, суха сировина утворює більше пилу.

Пил також утворюється під час завантаження сировини на рудний двір після розвантаження.

Таблиця 1.6 – Характеристика аспіраційних викидів аглоцеху

Джерела	Кількість, шт	Масові викиди пилу	
		г/с	т/рік
Хвостова частина агломашини	6	50,5	1560
Приймальні бункери руди	16	7,59	240
Приймальні бункери колошникового пилу	12	7,59	240
Конвеєри та розвантажувальні вузли шихтового відділення	1	7,59	240
Рудний двір (вагоноопрокидувач)	1	7,05	222,9
Всього			2502,9

При розвантаженні коксової дрібниці в робочій зоні вміст пилу в кузові самоскида становить 42-46 мг/м<sup>3</sup>, а вміст пилу в повітрі, що видаляється аспіраційною системою, – 75-150 мг/м<sup>3</sup>. При розвантаженні руди вміст пилу в повітрі становить 12-14 мг/м<sup>3</sup>, а при розвантаженні вапняку – 13-15 мг/м<sup>3</sup>.

Пил утворюється в будівлі розподілу сировини при перевантаженні коксового дріб'язку, руди, доменного пилу і вапняку. Кількість коксового пилу перед апаратом очищення в середньому становить 180-260 мг/м<sup>3</sup>, рудний пил – 65-135 мг/м<sup>3</sup>, а після апарата газоочищення – 16 мг/м<sup>3</sup>.

Пил утворюється в розмелювальному корпусі під час подрібнення коксового дріб'язку, руди та вапняку.

Подрібнений матеріал подається з розмельного відділення в завантажувальний бункер. Пил інтенсивно виділяється під час



перевантаження. При перевантаженні руди концентрація пилу ( $\text{мг/м}^3$ ) досягає 220, коксового дріб'язку 520 і вапняку 250.

Матеріал з шихтового бункера подається через дозуючий стіл до барабана первинного змішування, де в тій же зоні відбувається пилоутворення.

Вивантаження відбувається в міру охолодження спеченого матеріалу.

При розвантаженні кеку в кінці стрічки велика кількість пилу потрапляє на колосникову решітку, а при розбиванні кеку також виділяються гази в наслідок згоряння вуглецю і сірки.

Під час процесу сортування агломерату самобалансуючі вібростата утворюють велику кількість пилу.

Велика кількість пилу також утворюється під час завантаження агломерату у вантажні вагони.

На багатьох агломераційних фабриках є відділення випалу вапняку, обладнані різними машинами. Ці машини виробляють газоподібні продукти, що містять вапняний пил, оксид вуглецю та діоксид сірки.

Аналіз дисперсного складу пилу, що утворюється з хвостів агломераційних машин і ділянки завантаження агломерату, був проведений за допомогою методу просіювання. Результати представлені в табл. 1.7.

Таблиця 1.7 – Склад пилу від хвостових частин агломераційної машини і вузла завантаження агломерату

Розмір частинок пилу, мкм	0- 5	5-10	10-20	20-40	40-60	60-80	>80
Вміст, %	5,5	4,5	12,0	19,0	17,5	23	18,5

Пил є абразивним. Об'ємна щільність пилу становить  $2,0 \text{ г/см}^3$ , кут природного нахилу –  $40^\circ$ . Вміст водяної пари в газі –  $15 \text{ г/м}^3$  для сухого газу; вміст зважених часток в газі –  $10 \text{ г/м}^3$ .

При обробці дисперсного складу пилових частинок (табл. 1.7) методом інтегрального аналізу встановлено, що середній діаметр пилових частинок становить  $50,9 \text{ мкм}$ , згідно з рис. 1.7.

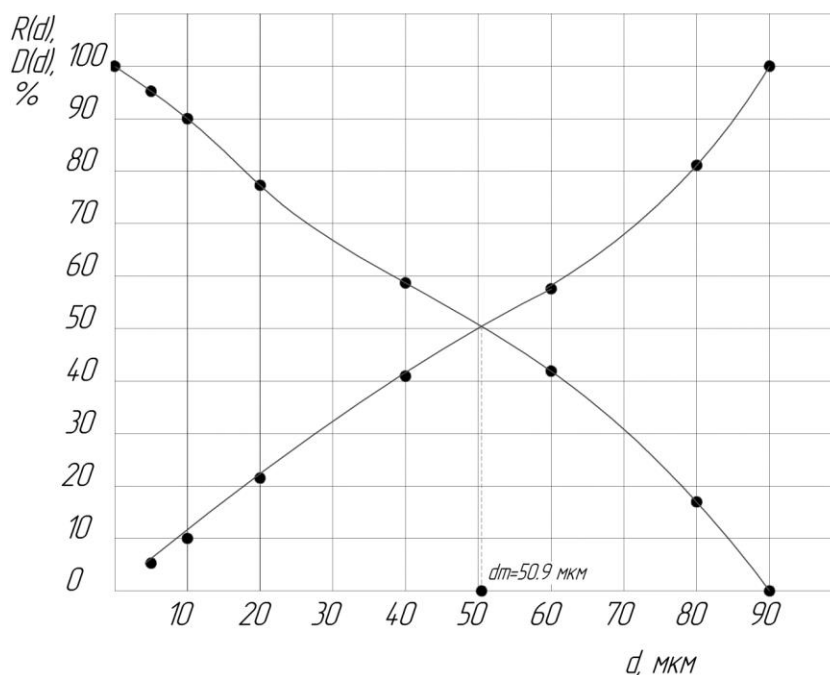


Рисунок 1.7 – Встановлення медіанного діаметру часток пилу

Склад газів із хвостової частини агломераційної стрічки та із зони завантаження агломашини %: 7,2  $\text{CO}_2$ , 70,8  $\text{N}_2$ , 12,5  $\text{O}_2$ , 0,75  $\text{CO}$ , 8,7  $\text{H}_2\text{O}$ , 0,05  $\text{SO}_2$ .

Дані гранулометричного та хімічного складу пилу вапняно-дробильного, коксодробильного та шихтового відділень, а також тракту гашеного повернення наведені в табл. 1.8 - 1.12.

#### Шихтове і вапняно - дробильне відділення

Таблиця 1.8 – Дисперсний склад пилу

Розмір частинок пилу, мкм	6,3-16	16-25	25-40	40-63	63-80	80-100	100-125	125-250	>250
Вміст, %	9,5	11,4	13,2	32,67	8,6	2,4	2,65	0,38	0,1

Таблиця 1.9 – Хімічний вміст пилу

Сполука	FeO	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	SiO <sub>2</sub>	CaO	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	MgO	S
Вміст, %	3,51	29,55	7,97	27,31	1,29	0,48	0,18
Сполука	C	SO <sub>3</sub>	MnO	K <sub>2</sub> O+Na <sub>2</sub> O	TiO <sub>2</sub>	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	інш.
Вміст, %	8,28	0,11	0,09	0,09	0,03	0,03	21,08

## Відділення дроблення коксу

Таблиця 1.10 – Гранулометричний склад пилу

Розмір частинок пилу, мкм	0-5	5-10	10-20	20-40	40-60	60-125
Вміст %	11	7	13	19	14	36

## Тракт гашеного повернення

Таблиця 1.11 – Дисперсний склад пилу

Розмір часток, мкм	100-125	80-100	63-80	40-63	25-40	16-25	10-16	6,3-10	0-6,3
Вміст, %	0,34	0,29	0,58	5,8	27,85	30,88	18,95	8,97	6,34

Таблиця 1.12 – Хімічний склад пилу

Сполука	FeO	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	SiO <sub>2</sub>	CaO	MgO	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	C	SO <sub>3</sub>	MnO	K <sub>2</sub> O+ Na <sub>2</sub> O
Вміст, %	9,91	61,18	9,2	15,9	1,4	1,1	0,9	0,1	0,16	0,15

В середньому аглофабрика викидає 4579 тонн пилу на рік, що становить 36% від загальних викидів пилу комбінату, і 5159 тонн діоксиду сірки на рік, що становить 78,2 % від загальних викидів діоксиду сірки комбінату.

Гази, що аспіруються із зони спікання всіх видів рудної сировини, мають наступний середній хімічний склад : (3 ÷ 6 %) CO<sub>2</sub>; (12 ÷ 17 %) O<sub>2</sub>; (0,3 ÷ 3,0 %) CO; до 2000 мг / м<sup>3</sup> SO<sub>2</sub> + SO<sub>3</sub> при малосірчастих і 0,1 ÷ 0,6 SO<sub>2</sub> + SO<sub>3</sub> при сірчистих рудах; інше N<sub>2</sub> і інертні гази. Щільність аглопилу – (3,7 ÷ 4,0) г / см<sup>3</sup>.

## 2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

### 2.1 Знепилення агломераційних газів

Видалення пилу з агломераційних газів визначається як технологічна необхідність для продовження терміну служби системи відведення відпрацьованих газів, який в даний час становить від 1,5 до 10 місяців, а також для поліпшення екологічних умов навколо аглофабрики шляхом очищення відпрацьованих газів, що викидаються в атмосферу.

Одним із шляхів удосконалення технології спікання є зменшення вмісту зважених часток перед вихлопом без шкоди для газового режиму агломашини. Це дозволить збільшити термін служби вихлопної системи, який на разі становить 1,5-10 місяців, а також зменшити втрати матеріалу під час агломерації та викидів в атмосферу [10,11].

Деякі виробники використовують до 80-100% тонкоподрібнених матеріалів з розміром частинок від 0 до 0,055 мм, таких як залізорудні концентрати та пилові суспензії. Це пов'язано з використанням власної сировинної бази, що містить 28-35% заліза, з величезними викидами пилу і газу [12-15].

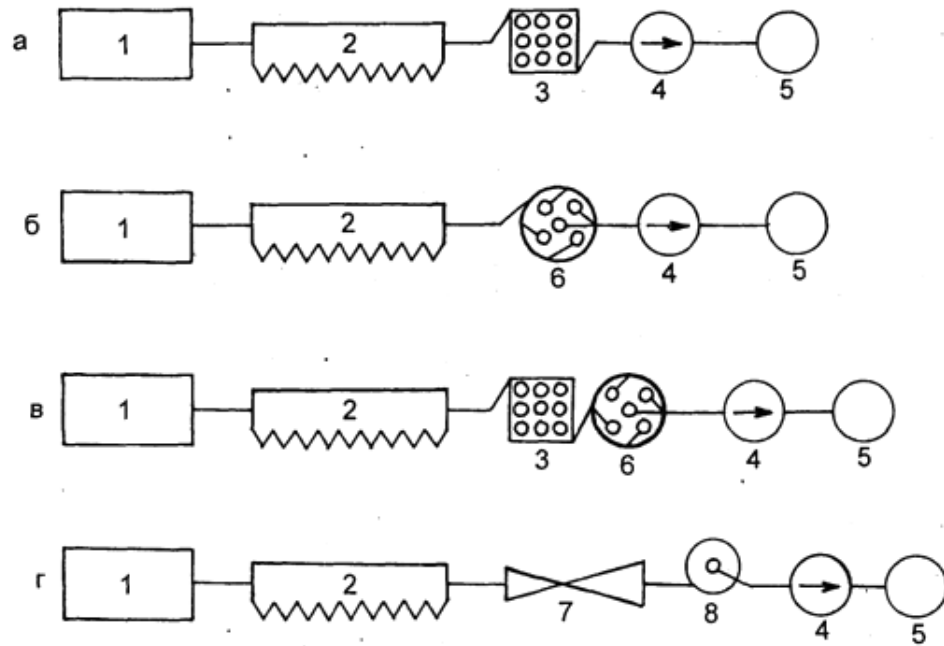
Інші виробники агломерують переважно багату залізну руду (розміром до 10 мм), а не концентрат [16,17]. Як наслідок, втричі більший за розміром і втричі більше концентрації його в газі; вміст пилу розміром менше 200 мікрон становить понад 50 %. У цьому випадку організоване очищення газів дещо полегшується.

Тому існує нагальна потреба в розробці та впровадженні нового, високоефективного та енергозберігаючого обладнання для очищення агломераційних газів.

На більшості аглофабрик для збору і видалення технологічних газів від агломашин використовуються наступні методи. Гази збираються з вакуум-камер по всій довжині агломашини, де підтримується вакуум 10-11 кПа для подолання опору матеріалу, що спікається під час завантаження, і збираються

в загальний колектор на стороні, паралельній осі агломашини. На переході від вакуумної камери до колектора встановлений S-подібний інерційний пристрій або спеціальна пастка К-9, де під дією інерційних сил, що виникають в результаті завихрення, від окремлюються тільки великі частинки пилу. Забруднені гази, зібрані колектором, рухаються з низькою швидкістю (до 10 м/с) до голови машини. При цьому більші частинки пилу вибиваються з потоку під дією власної ваги і збираються в пилозбірнику, розташованому під пиловловлювачем, звідки зазвичай видаляються гідравлічним очищенням. На рис.2.1 показані існуючі схеми збору і видалення технологічних газів з агломераційних машин, як там, де вся стрічка використовується для процесу спікання, так і там, де агломерат охолоджується в хвостовій частині смуги. Загалом, ефективність колекторів не перевищує 50-60 % [14]. При використанні цих способів значно подовжується довжина шляху газу висококонцентрованого пилу в пиловловлювачі і значно підвищується ефективність роботи пиловловлювача. Крім того, в результаті застосування спеціальних пиловловлювачів на вході в колектор з першої і останньої камери різко знижується абсолютне надходження пилу в колектор і підвищується тиск в цих камерах, що сприятливо впливає на процес спікання [14].

Видалення пилу з газів агломашин здійснюється за допомогою батарейних циклонів, одиночних циклонів, мокрих колекторів та електрофільтрів. Спочатку типовим конструктивним рішенням була установка батарейних циклонів (рис.2.1,а), кількість елементів яких на великих машинах досягала до 1000-2000 штук [10].



1 - агмашина; 2 - колектор; 3 - батарейний циклон; 4- ексгаустер; 5 - димова труба;  
6 - відцентровий скруббер; 7 - труба Вентурі; 8 - краплевловлювач

Рисунок 2.1 – Способи очищення газів, що відходять агломашин

Під час експлуатації таких систем газоочищень були встановлені такі недоліки їхньої роботи:

- нерівномірний розподіл газу в ряді циклонних елементів, що призводить до перерозподілу газового потоку між елементами
- інтенсивний і нерівномірний знос і засмічення пиловідвідних патрубків циклонних елементів;
- забивання пилом направляючого апарату циклонного елемента
- спечений пил, що являє собою сукупність різнорідних частинок, руйнується у відцентровому полі циклону, чим значно знижує ступінь очищення газу.

На деяких аглофабриках замість батарейних циклонів використовують одиночні циклони великого діаметру (рис. 2.1, б). Щоб зменшити ймовірність засмічення пилом і нерівномірного розподілу газу на елементі, одиночні циклони мають більші розміри і не забезпечують високого ступеня очищення через зниження відцентрових сил. Тому експлуатаційне очищення як

батареїних, так і одиночних циклонів невисоке, ніколи не перевищує 80-85 %, а вміст пилу в очищеному газі становить 0,4-0,5 г/м<sup>3</sup>. Така концентрація пилу в газі є неприйнятною, по-перше, з гігієнічних міркувань через високі викиди пилу в повітряний басейн, а по-друге, через те, що в результаті корозійного зносу різко скорочується термін служби вихлопної труби (до 3-4 місяців). Час простою агломашини при заміні димової труби становить близько 5 годин.

Кроком вперед стало використання «мокрих» пиловловлювачів для очищення агломераційних газів, як в якості самостійного пристрою, так і в якості другого ступеня очищення. На одній з аглофабрик після батареїного циклону був встановлений відцентровий скруббер типу МПВТІ (рис. 2.9, в), що дозволило знизити запиленість очищеного газу до 150-200 мг/м<sup>3</sup> і продовжити термін служби газоочисного обладнання. Однак цей метод не може бути рекомендований як репрезентативний через недоліки батареїних циклонів плюс недоліки «мокрого» обладнання, які ускладнюють експлуатацію і знижують надійність. На деяких агломераційних фабриках скрубери Вентурі низького тиску є єдиним використовуваним «мокрим» обладнанням (рис. 2.9,d). Оскільки вони включені в газохід агломашини, перепад тиску обмежується 0,2-0,3 кПа, що відповідає швидкості газу 60-75 м/с у горловині труби Вентурі [6].

Ще одним суттєвим недоліком «мокрих» пиловловлювачів є необхідність створення систем управління водою та шламом для захисту обладнання від залипання, абразивного зносу та корозії.

Сьогодні на агломераційних фабриках світу для очищення агломераційних газів від пилу використовується широкий спектр обладнання різних типів і конструкцій. Найбільш поширеними є батареїні мультициклони [10] та електроциклони [11]. Більшість циклонів працюють не ефективно, не досягаючи необхідних норм викидів через не ефективне вловлювання пилу в наслідок накопичення пилу на елементах, що знижує їхню ефективність.

Деякі підприємства використовують рукавні фільтри для тонкого очищення газів. Ці фільтри мають безсумнівні переваги, такі як високий

ступінь очищення газу від пилу і низьку чутливість фільтра до дисперсного складу пилу, але мають суттєві недоліки при використанні для агломераційного виробництва, де потрібно очищати великі обсяги, понад 400000 м<sup>3</sup>/год, високозабруднених димових газів (почткова запиленість таких газів становить понад 6 г/м<sup>3</sup>) [29]:

- низький ступінь очищення збільшує габарити фільтра і вимагає окремої будівлі для його встановлення.
- швидкий знос рукавів.
- система фільтрів потребує підігріву.
- струшування фільтра не видаляє весь пил з фільтра, тому необхідне додаткове очищення фільтровального рукава.
- збільшується споживання енергії через високий аеродинамічний опір рукавного фільтра.
- обмежена температура газу через потенційну можливість горіння рукава.
- збільшення експлуатаційних витрат.

Для тонкого очищення газів підприємства також використовують електрофільтри різних конструкцій, перевагами яких є:

- вищий ступінь очищення.
- нижчі експлуатаційні витрати порівняно з рукавними фільтрами.
- низький опір повітря.

Однак при використанні існуючих електрофільтрів для виробництва агломерату виникає такий ряд недоліків:

- великі розміри фільтра вимагають додаткової площі для будівництва.
- збільшується неактивний об'єм між робочими полями.
- вібраційний механізм розташований в активному об'ємі обладнання.



## 2.2 Очищення технологічних газів від токсичних газоподібних

Однією з основних проблем при проектуванні систем очищення агломераційних газів є видалення сульфур(IV) оксидів.

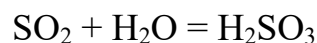
Для видалення SO<sub>2</sub> використовують як рідкі, так і тверді абсорбенти. При використанні рідких абсорбентів реакція поглинання зазвичай відбувається при відносно низьких температурах. Ці методи можна розділити на чотири групи:

- поглинання CO<sub>2</sub> водою;
- очищення органічними рідинами;
- очищення вапняком і вапном;
- очищення сульфітами;
- циркуляційні методи очищення.

Сухі методи очищення засновані на взаємодії газу з твердими поглиначами. Вони поділяються на дві групи: адсорбційні і каталітичні методи. Ці методи відрізняються за типом взаємодії між газовою і твердою фазами. Адсорбційні методи передбачають адсорбцію CO<sub>2</sub> на добре розвиненій поверхні пор, тоді як каталітичні методи передбачають перетворення SO<sub>2</sub> в SO<sub>3</sub> і видалення SO<sub>3</sub> у вигляді H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Кожен з цих методів очищення коротко описаний нижче.

При очищенні пилових газів мокрим методом SO<sub>2</sub> одночасно поглинається водою в процесі реакції:



Це має як позитивні, так і негативні сторони: хоча SO<sub>2</sub> поглинається водою, зменшуючи його концентрацію в газі приблизно вдвічі, кисла реакція, яку набуває вода, сприяє корозії елементів у системах вихлопу та водопостачання.

Розчинність  $\text{SO}_2$  у воді зменшується з підвищенням температури. Поглинання  $\text{SO}_2$  водою повинно відбуватися при низьких температурах, де реакція найбільш інтенсивна; десорбція  $\text{SO}_2$  відбувається при нагріванні розчину. Відомо, що більша частина  $\text{SO}_2$  може бути вивільнена з розчину при нагріванні до  $100^\circ\text{C}$  з водяною парою. На практиці абсорбція  $\text{SO}_2$  водою не використовується через високі витрати води і палива та низьку економічну ефективність [6].

Деякі зарубіжні компанії використовують органічні адсорбенти, так і як ксилідин і диметиланілін, для очищення газу від  $\text{SO}_2$ . Ксилідин рекомендується використовувати, коли концентрація  $\text{SO}_2$  в газі низька, тоді як диметиланілін рекомендується використовувати, коли концентрація висока.

Очищення газу від  $\text{SO}_2$  за допомогою органічних адсорбентів є складним, дорогим і вимагає використання рідкісних адсорбентів.

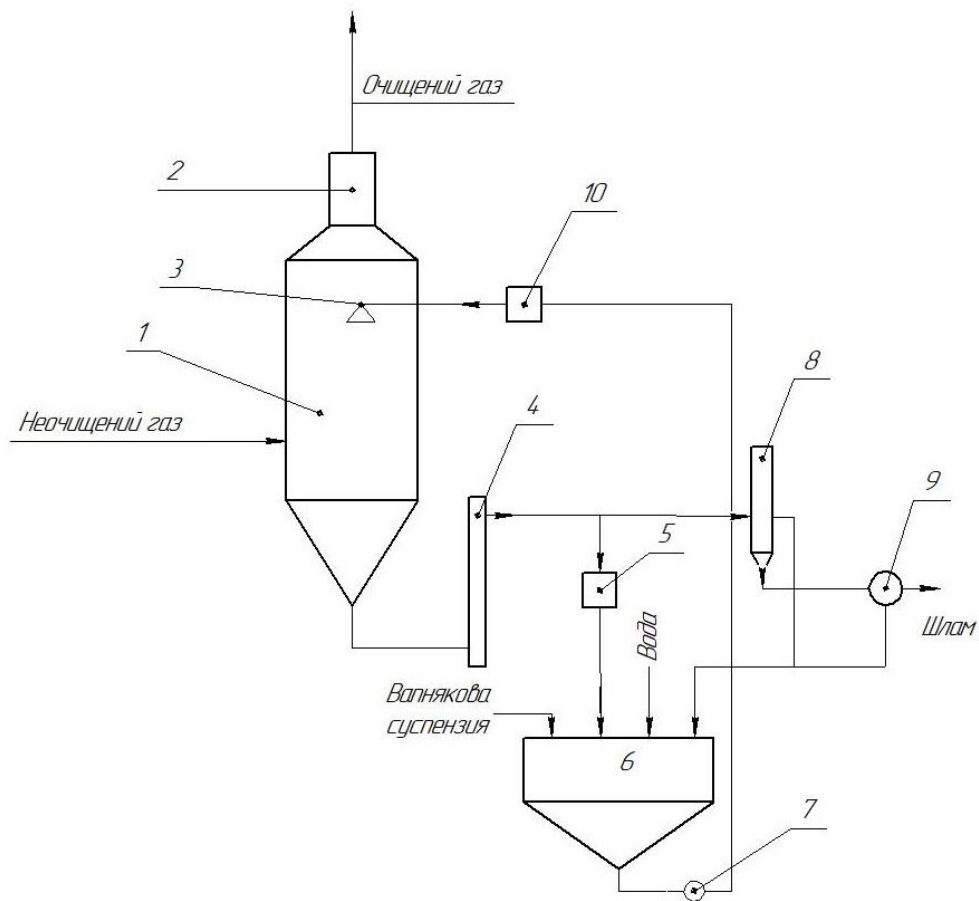
У металургії дуже поширений метод очищення  $\text{SO}_2$  за допомогою вапняку. Перевагами цього методу є те, що

- 1.технічна схема проста, а адсорбент легкодоступний і недорогий;
- 2.відносно низькі капітальні витрати, очищення газу можливе без попереднього охолодження;

До недоліків можна віднести:

- 1.низький рівень використання вапняку (нижче 50%);
- 2.відносно низький ступінь очищення;
- 3.схильність до засмічення абсорбційного обладнання та контакту з осадом.

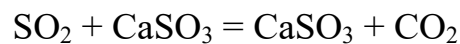
Принципова схема процесу знешкодження діоксиду сірки за допомогою вапняку показана на рисунку 2.2.



1 – скруббер; 2 – пиловловлювач; 3 – форсунка; 4 – гідро затвор; 5,10 – фільтр для видалення великих часток; 6 – циркуляційний збірник; 7 – насос; 8 – гідроциклон; 9 – вакуум-фільтр

Рисунок 2.2 – Очищення газів від  $\text{SO}_2$  за допомогою вапнякового методу

Газ попередньо очищується від грубого пилу і надходить у порожнистий скруббер, де зрошується вапняковою суспензією  $\text{CaCO}_3$ , яка взаємодіє з  $\text{SO}_2$  в основній реакції:



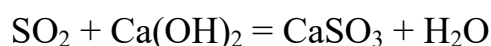
Сульфід кальцію  $\text{CaSO}_2$  частково окислюється до  $\text{CaSO}_4$ , який є нерозчинним і випадає в осад. Частина бісульфіту кальцію  $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$ , що утворюється в ході побічних реакцій, є добре розчинною і взаємодіє з абсорбентами, також перетворюючись на  $\text{CaSO}_3$  і  $\text{CaSO}_4$ , які видаляються з розчину. Продукти реакції в скруббері частково скидаються в циркуляційний

бак, а частково виводяться з процесу через водяні затвори і фільтри грубої очистки; розряд, що містить кристали  $\text{CaSO}_3$  і  $\text{CaSO}_4$ , пропускається через гідроциклони і вакуум-фільтри для відділення твердої фази і зневоднення [5].

З циркуляційного бака розчин, що складається з вапнякової суспензії та кристалів сульфїту і сульфату кальцію, подається через фільтр на скруббер; очищений від  $\text{SO}_2$  газ викидається в атмосферу через краплевловлювач. Ступінь очищення газу досягає 85 %.

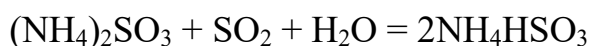
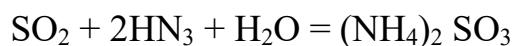
Якщо замість вапняку в якості адсорбенту використовується вапняне молоко  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , основна схема залишається такою ж, але можна досягти дещо вищого ступеня очищення (до 90%).

У цьому випадку основна реакція виглядає наступним чином:



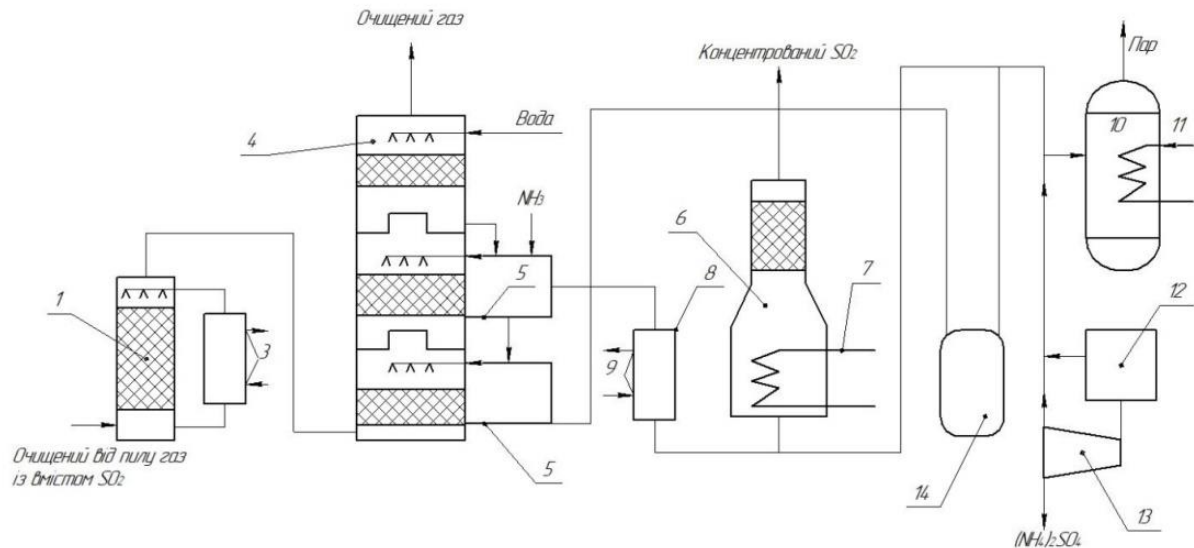
Видалення діоксиду сірки циклічними сульфїтними методами відрізняється від вапнякових і вапняних методів тим, що основний реагент, який зв'язує газоподібний  $\text{SO}_2$ , може бути регенований і повторно використаний в процесі, а вловлений  $\text{SO}_2$  відокремлюється в концентрованому вигляді і використовується як сірковмісний продукт.

Існує кілька методів, заснованих на використанні різних реагентів, але схожих за характером реакції та конструкцією обладнання. У методі аміачної циклізації аміак використовується як основний реагент і реагує з безводною сірчаною кислотою у водному розчині з утворенням сульфїту і бісульфїту амонію:



При нагріванні (особливо під вакуумом) бісульфїт амонію перетворюється на сульфїт, виділяючи  $\text{SO}_2$ . Отриманий бісульфїт амонію направляється для подальшого використання в технологічному процесі, а концентрований  $\text{SO}_2$  використовується як товарний продукт. Оскільки

поглинання  $\text{SO}_2$  аміаком значно інтенсифікується зі зниженням температури, газ попередньо знепилюють і охолоджують у насадковому скрубєрі із замкненою циркуляцією охолоджувальної води [5]. Схема очищення газу від  $\text{SO}_2$  методом циркулюючого аміаку показана на рисунку 2.3.



1 – скрубєр для охолодження газу; 2 – охолоджувач рідини, що охолоджує скрубєр; 3 – підведення і відведення охолоджуючої води; 4 – триступеневий абсорбер для поглинання  $\text{SO}_2$ ; 5 – циркуляційні насоси; 6 – десорбер; 7 – паровий обігрів абсорбера; 8 – охолоджувач регенованого розчину; 9 – підведення і відведення охолоджуючої води; 10 – випарний апарат; 11 – паровий обігрів; 12 – кристалізатор; 13 – центрифуга; 14 – автоклав.

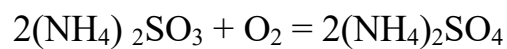
Рисунок 2.3 – Циклічний аміачний метод очищення газу від  $\text{SO}_2$

Після охолодження в скрубєрі, обладнаному системою водяного охолодження, газ потрапляє в три ступеневу абсорбційну колону, з якої очищується і виходить назовні.

Нижній ступінь абсорбційної вежі зрошується розчином через замкнуту циркуляційну систему. Верхній ступінь зрошується чистою водою, поглинає аміак, що виділяється, і змішує його з очищеним газом; на другий ступінь подається вода з поглиненого у верхньому ступені аміаку і розчин сульфїту амонію, регенований з десорбера. Контур нижнього ступеня живиться

розчином з контуру другого ступеня. Прореагований адсорбент з нижнього контуру зрошення подається в десорбер, де бісульфіт відновлюється до сульфіту при нагріванні паром. Після охолодження в поверхневому охолоджувачі сульфит повертається в абсорбційну колону. Концентрований  $\text{SO}_2$ , що виділяється в десорбційній колоні, можна використовувати для виробництва сірчаної кислоти [5].

Сульфит амонію може реагувати з розчиненим киснем з утворенням сульфату:



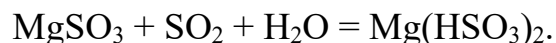
Сульфатні реакції небажані, оскільки вони ускладнюють процес очищення. До суттєвих недоліків цього методу можна віднести

- необхідність попереднього охолодження газу;
- використання кислотостійкої арматури;
- високі монтажні та експлуатаційні витрати.

Магnezитний метод заснований на поєднанні діоксиду сірки та оксиду магнію з утворенням сульфіту магнію:



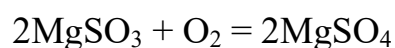
Утворення бісульфіту:



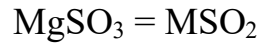
Оксид магнію далі взаємодіє з бісульфітом магнію і утворюється знову сульфит:



Під впливом кисню в газах, що обробляються, частина сульфіту магнію може окислюватися до сульфату:

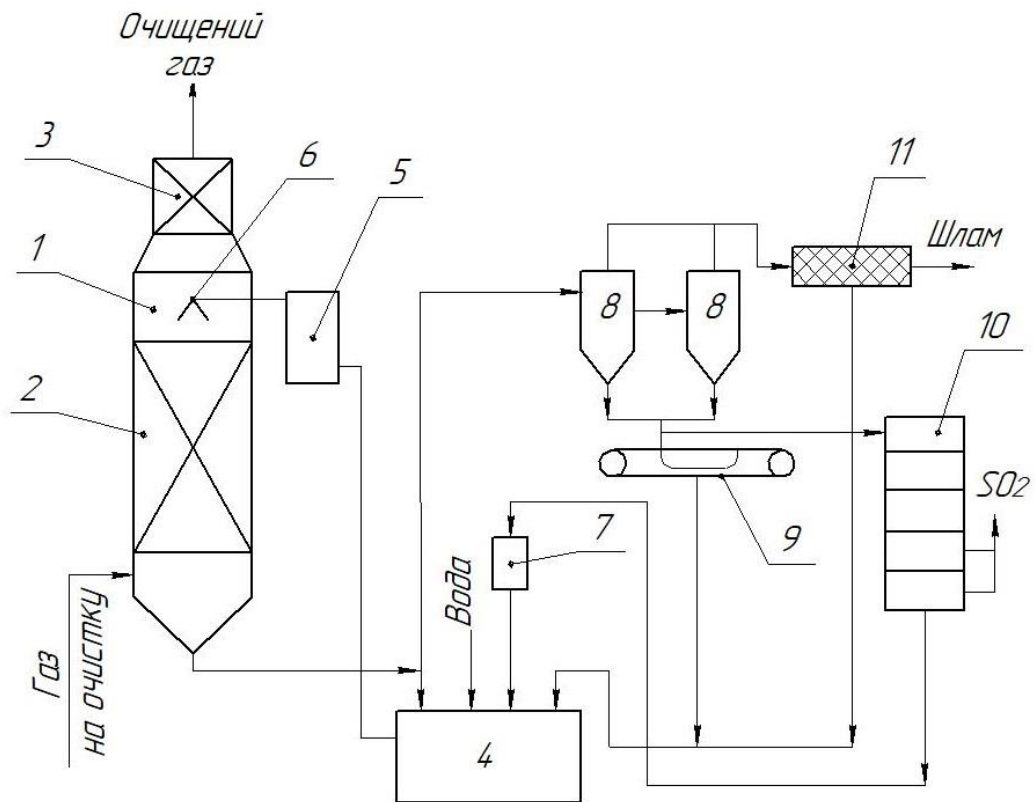


Розчинність сульфату магнію в воді обмежена, і разом з формуванням він випадає у вигляді кристалів які виводять з суспензії, сушать і піддають термічному розкладанню в печі при 800-900°C по реакції:



Оксид магнію повертається в процес, а концентрований  $\text{SO}_2$  переробляється на сірчану кислоту та елементарну сірку. Схема процесу виробництва кристалічного магнезиту показана на рисунку 2.4.

Основним елементом установки є абсорбер скрубєрного типу з дерев'яними шнуровими насадками. Газ, що очищується, подається в скрубєр знизу, а очищений газ відводиться зверху через краплєловлювач. Зрошення здійснюється суспензією розчину магнію  $\text{MgSO}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  і  $\text{MgO}$  при щільності зрошення 15-20  $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{год}$ . Суспензія зі скрубєра в основному скидається в циркуляційний резервуар, куди через дозатор додається магнезит для нейтралізації розчину дисульфату магнію і подальшого відділення кристалів. Частина відпрацьованої пульпи безперервно виводиться з циклу і направляється на гідроциклон. Очищена в гідроциклоні суспензія направляється на стрічковий вакуум-фільтр, де кристали відокремлюються від маточного розчину і повертаються назад в циркуляційний резервуар. Дрібні нерозчинні домішки, введені в цикл газами або технічними магнезитами, проходять через циклонна вакуум-фільтр, де віджимаються, промиваються і видаляються з циклу [8].



1 – скруббер; 2 – хордові насадка; 3 - краплеуловлювач; 4 – бак для нейтралізації суспензії; 5 – фільтр для відділення великих включень; 6 – форсунки; 7 – дозатор магнезиту; 8 – гідроциклони; 9 – стрічковий вакуум-фільтр; 10 – піч киплячого шару; 11 – фільтр-прес.

Рисунок 2.4 – Кристалічний магнезитовий метод очищення газів від  $\text{SO}_2$

Кристали, відокремлені стрічковим вакуумним фільтром, подаються в багатоступеневу піч киплячого шару, де на нижній ступінь подаються продукти згоряння. Верхній ступінь використовується для сушіння і видалення гідратної вологи, в той час як нижній ступінь при 800-900 °С використовується для піролізу сульфїту до  $\text{MgO}$  і  $\text{SO}_2$ , в залежності від реакції. Магнезит направляєтьс в циркуляційний резервуар для повторного використання, тоді як  $\text{SO}_2$  направляєтьс на завод з виробництва сірчаної кислоти.

Магнезитовий метод може очищати газ при температурі 100-150°С. Недоліками цього методу є те, що форсунки і комунікації можуть забиватися



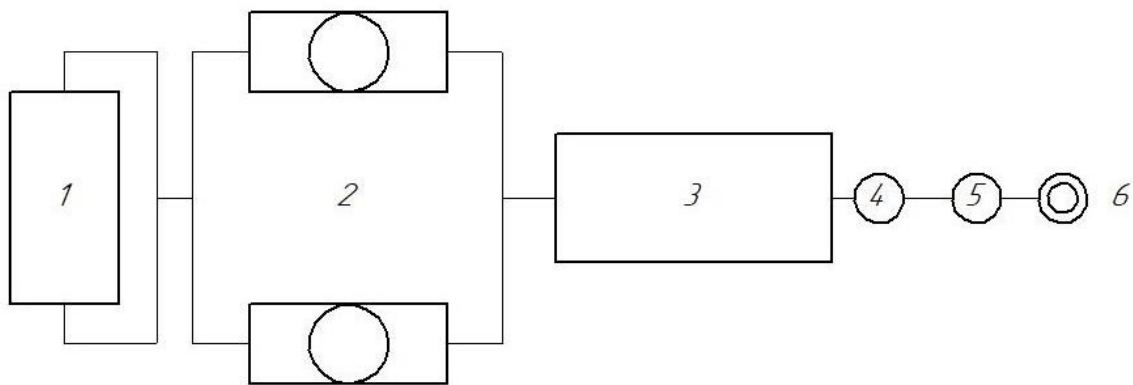
кристалами, що утворюються, а регенерація магнезиту споживає велику кількість палива.

До переваг адсорбційного методу можна віднести простоту і компактність обладнання, можливість очищення нагрітих і запилених газів, високий ступінь очищення і відносно низькі капітальні витрати. Дифузія в атмосфері покращується за рахунок випуску нагрітих газів у димохід.

### 2.3 Проектування системи газоочищення відхідних газів від агломераційних машин

«Мокра» газоочистка є енергоємною, а зібраний пил важко утилізувати у вигляді шламу, тому краще використовувати сухе високоефективне обладнання, особливо рукавні фільтри.

Для кваліфікаційної роботи було обрано метод сухого очищення газу з використанням рукавних фільтрів (рис.2.5).



1 – агломашина; 2 – колектор; 3 – рукавний фільтр; 4 – адсорбер; 5 – димосос; 6 – димова труба

Рисунок 2.5 – Схема очистки технологічних газів

Перевагами систем «сухого» очищення газів є:

- споживанням енергії під час роботи рукавного фільтра в кілька разів нижчі, ніж під час роботи скрубера Вентурі

- «мокра» газоочистка вимагає створення відповідних систем водопостачання та управління шламом, витрати на які та подальші експлуатаційні витрати є дуже високими.

- «сухе» очищення газу, з іншого боку, не потребує системи управління водою та шламом;

- очищення за допомогою рукавних фільтрів подовжує термін служби газоходів і не відбувається заростання або корозії трубопроводу.

Розроблено варіанти очищення технологічних газів від агломашин за допомогою рукавних фільтрів типу ФРІР, призначених для відділення агломераційного пилу з газового потоку і повернення його у відділ, відповідальний за агломераційну фабрику, для утилізації. Інший варіант призначений для очищення діоксиду сірки за допомогою адсорбера і збору продуктів реакції за допомогою рукавного фільтра. Схема системи газоочистки аглофабрики показана на рис. 2.6.

Тепер розглянемо весь процес запропонованої системи газоочистки більш детально.

Технологічні гази, що надходять безпосередньо з аглогазопроводу, потрапляють на рукавний фільтр системи газоочищення типу ФРІР, де створюється розрідження в аглогазопроводі (11000-16 000Па) і гідравлічний опір (3500-5500Па) на всьому газовому тракті першого ступеня, включаючи рукавний фільтр. Для подолання цього опору встановлюється ексгаустер

Ексгаустер оснащений направляючим пристроєм з жалюзійною решіткою з електромеханічним приводом, встановленим на всмоктувальному колекторі установки. Направляючий пристрій використовується для запуску димососа, а дросельна заслінка-для проведення ремонтних робіт або в разі аварійного виходу з ладу направляючого пристрою.

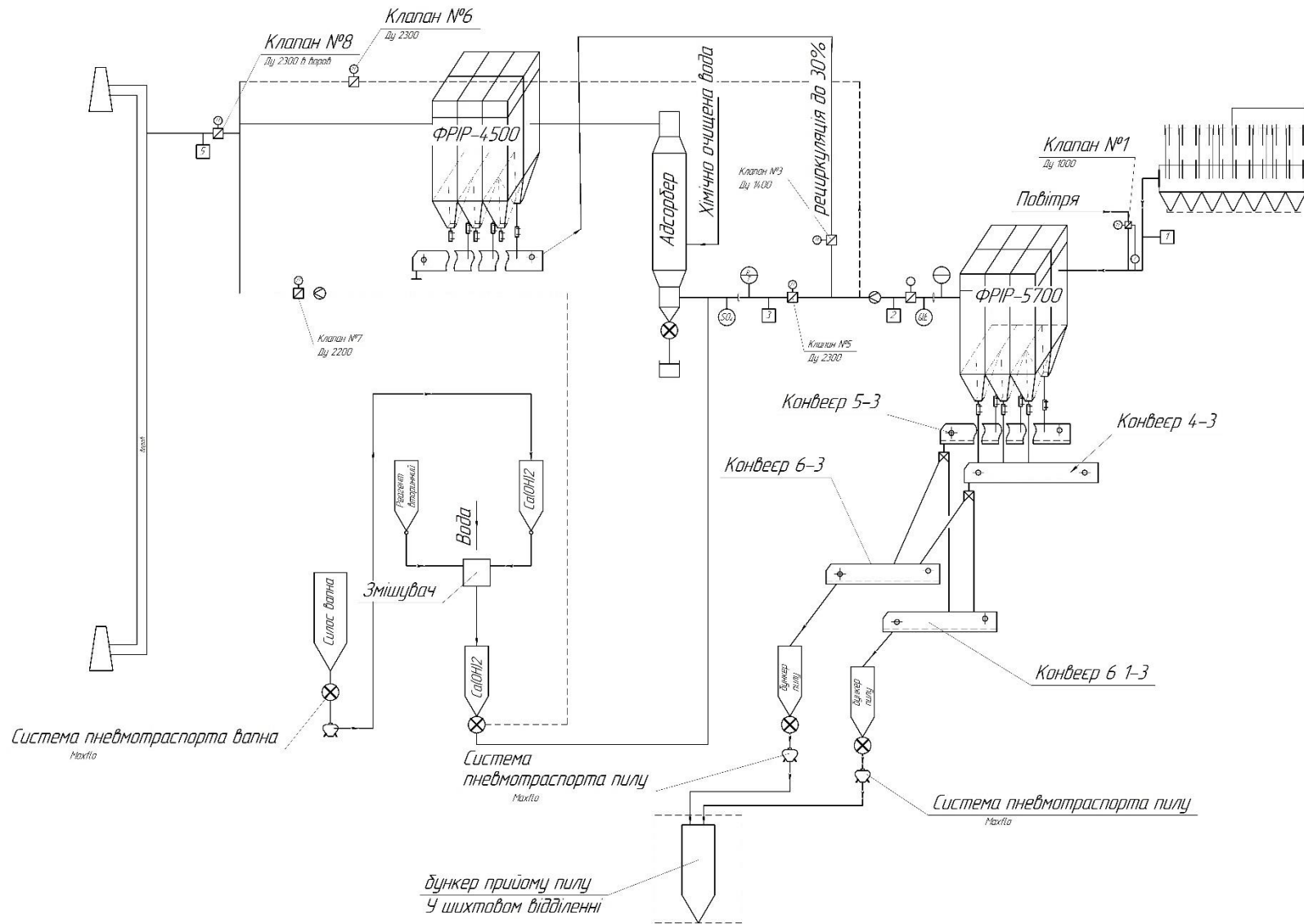


Рисунок 2.6 – Схема системи газоочищення газів агломераційного виробництва

Щоб запобігти перегоранню рукавів через короткочасні коливання температури до 300°C під час нештатної роботи агломашини, на впускному колекторі фільтра встановлений атмосферний всмоктувальний клапан DN1000 з механізмом приводу МЕО1600, який автоматично активується, коли температура перевищує 250°C. Температурні параметри також можуть бути відрегульовані. Температурні параметри також можна регулювати.

Клапан встановлений над впускним колектором «брудних» газів фільтра, а привід повертається до датчика температури Pt100, який також встановлений на стінці димоходу «брудних» газів на виході з агломераційного колектора.

Тканина рукавного фільтра виготовлена з оксалонітового волокна і базальтової сітки (4949 Meteor).

Схема роботи рукавного фільтра наведена на рис. 2.7. Рукавні фільтри зазвичай містять фільтрувальний елемент, що складається з тканинного рукава, прикріпленого до металевого дротяного каркасу в середині металевого корпусу.

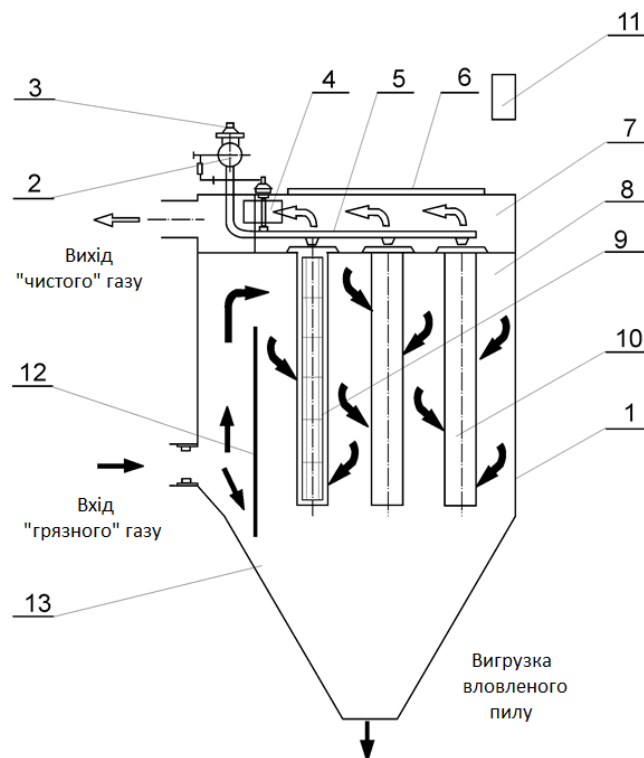


Рисунок 2.7 – Схема роботи рукавного фільтра типу ФРІР

Корпус є опорною конструкцією для рукавного фільтра і містить механічне обладнання.

Корпус фільтра містить камеру «брудного» газу і камеру «чистого» газу, розділені горизонтальною перегородкою, яка називається рукавною плитою з отворами для встановлення фільтрувального рукава.

Фільтрувальний рукав встановлюється в камері «брудного» газу за допомогою рукавної дошки. З одного боку камери «чистого» газу встановлюється гільза. Верхня частина камери «чистого» газу обладнана знімною кришкою для доступу до фільтрувального мішка.

Вихід «чистого» газу загальний.

Підвісний бункер виконаний у вигляді перевернутої трикутної піраміди з кутом нахилу бічної сторони 70°. Нижній бункер фільтра обладнаний пристроєм для скидання пилу і ревізійним люком.

Фільтруючий елемент складається з мішка з фільтрувальної тканини і рамки, яка вставляється в мішок, щоб запобігти його стисненню вакуумом. У горловину рукава вшито металеве кільце, щоб запобігти випаданню рукава через отвір у пластині рукава. До нижньої частини рукава пришивається дно. Дротяний каркас являє собою зварену металеву конструкцію, що складається з дротяного стержня, опорного кільця і дна. Поверхня каркаса покрита антикорозійним покриттям.

Технологічний «брудний» газ надходить у корпус фільтра (1) через вхідний патрубок і направляється відбійними пластинами (12) у верхню частину камери «брудного» газу (8), де забезпечується супутній рух потоку від фільтрованого газу і струшування під час регенерації пилу [8].

Відокремлений під час повороту потоку пил перед входом в камеру «брудного» газу транспортується в бункер (13) через зазор між відбійними пластинами і стінкою бункера. Брудний газ проходить через рукав (10) з зовні в середину, де видаляється пил, і потрапляє в камеру «чистого» газу (7), з відки через відповідну трубу, газохід і тягодуттвовий пристрій направляється в димохід.

У міру накопичення пилу на зовнішній поверхні шланга загальний гідравлічний опір фільтра, який контролюється блоком управління регенерацією (11), збільшується, і коли він досягає заданого значення, автоматично вмикається система регенерації фільтрувального рукава.

Сухе стиснене повітря знакопичувального бака (2) імпульсно подається в рукав через високошвидкісний продувний клапан (3) і сопловий колектор (5) для очищення рукава як від пилу, що осідає на зовнішній поверхні рукава у вигляді агломератів, так і від частинок пилу, які проникли в фільтруючий матеріал.

Вловлений пил через бункер (13) і систему пиловідведення виводиться в систему пиловидалення [3].

### **Розрахунок рукавного фільтру (першої ступені очищення)**

Для виконання розрахунків приймаємо вихідні дані, які наведені в завданні до кваліфікаційної роботи.

Витрата газу  $V_o = 187000 \text{ м}^3 / \text{год}$

Температура  $t^o = 205 \text{ }^\circ\text{C}$ ;

Розрідження попереду апарату газоочищення,  $P_r = - 8 \text{ кПа}$ .

Початкова запиленість газу,  $z_1 = 5,8 \text{ г/м}^3$ .

Щільність частинок пилу становить  $\rho_{\text{ч}} = 2000 \text{ кг/м}^3$ .

Склад газів, що відходять від збірного колектору:

Сполуки	CO <sub>2</sub>	CO	O <sub>2</sub>	SO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>
Вміст, %	4,5	2,5	14	0,02	78,8
Густина за норм. умов, кг/м <sup>3</sup>	1,976	1,250	1,429	2,926	1,251

Дисперсний склад пилу в газі:

Розмір частинок пилу, мкм	0-4	4...7	7...10	10...16	16...25	25...40	40...50	50...68	≥68
Вміст, %	4	2	2	2	7	8	14	4	57

Густина суміші газів за нормальних умов, кг/м<sup>3</sup>:

$$\rho_0 = 0,01 \cdot \sum_1^n \rho_{0i} \cdot a_i$$

де  $a_i$  – об'ємний вміст компонентів газової суміші, %;

$\rho_{0i}$  – густина компонентів газової суміші за нормальних умов, кг/м<sup>3</sup>.

$$\rho = 0,01 \cdot (4,5 \cdot 1,976 + 14 \cdot 1,429 + 2,5 \cdot 1,25 + 0,2 \cdot 2,926 + 78,8 \cdot 1,251) = 1,312 \text{ кг/м}^3$$

Визначаємо густина газової суміші за робочих умов, кг/м<sup>3</sup>:

$$\rho = \frac{273 \cdot (B \pm P_2)}{101325 \cdot T} \cdot \rho_0,$$

де  $B$  – атмосферний тиск,  $B = 101,3$  кПа;

$P_r$  – тиск газів у газоході,  $P_r = -8$  кПа;

$T$  – абсолютна температура відхідних газів,  $T^\circ = (78 + 273)^\circ \text{ К}$ .

$$\rho = \frac{273 \cdot (101,3 - 8)}{101,325 \cdot (273 + 210)} \cdot 1,312 = 0,683$$

Визначаємо об'ємну витрату газу за робочих умов, м<sup>3</sup>/с:

$$V = \frac{101325 \cdot T}{273 \cdot (B \pm P_2)} \cdot V_0$$

де  $V_0$  – об'ємна витрата газу за нормальних умов, м<sup>3</sup>/год.

$$V = \frac{101325 (273 + 205)}{273(101.3 - 8)} \cdot 187000 = 101.2 \text{ м}^3/\text{с}$$

Приймаємо, за технічним паспортом, швидкість фільтрації рівною 1,1 м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>·хв.

Таким чином, розраховуємо площу фільтруючої поверхні, м<sup>2</sup>:

$$V = \frac{F}{q} = \frac{101.2 \cdot 60}{1.1} = 5520$$

За каталогом обираємо рукавний фільтр ФРІР-5700 :

1. Продуктивність по газу, що очищається, тис. м <sup>3</sup> /год.	513– 684
2. Питоме газове навантаження, м <sup>3</sup> /м <sup>2</sup> ·хв	1,5 – 2,0
3. Площа фільтрації, м <sup>2</sup>	5700
4. Допустима температура газу, що очищається, °С	не більше
135	
5. Масова концентрація пилу в газі, що очищається, г/м <sup>3</sup>	
на вході у фільтр	до 50
на виході з фільтру	не більше 0,02
6. Гідравлічний опір фільтру, Па	не більше
2500	
7. Кількість фільтрувальних рукавів, шт	2688
8. Розмір рукава фільтрувального, мм	
діаметр внутрішній	135
довжина	5200
9. Маса фільтру, кг	149500
10. Маса шатра фільтру, кг	65000

Відповідно до технічної характеристики рукавного фільтру типу ФРІР–5700 визначимо фактичне газове навантаження на рукавний фільтр:

$$q_{\text{ф}} = \frac{V}{F} = \frac{101.2}{5700} = 0.01780 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{с} = 1,066 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{хв.}$$



Повний гідравлічний опір фільтру  $\Delta P_\phi$  складається з опору корпусу  $\Delta P_k$  і опору фільтрувальної перегородки  $\Delta P_{\phi.п.}$ , Па:

$$\Delta P_\phi = \Delta P_k + \Delta P_{\phi.п.}$$

Гідравлічний опір корпусу фільтру:

$$\Delta P_k = \zeta \frac{\rho_\Gamma \cdot W_{вх}^2}{2},$$

де  $\rho_\Gamma$  - щільність газу за робочих умов, г/м<sup>3</sup>;

$W_{вх}$  - швидкість газу, що приймається, у вхідному патрубку фільтру;  $W_{вх} = 8$  м/с;

$\xi$  - коефіцієнт гідравлічного опору корпусу; для правильно сконструйованих рукавних фільтрів зазвичай складає 1,5 – 2,0, приймаємо  $\xi = 2$ .

$$\Delta P_k = 2 \frac{0,683 \cdot 8^2}{2} = 43,71 \approx 44 \text{ Па.}$$

Опір фільтрувальної перегородки фільтру, Па:

$$\Delta P_{\phi.п.} = \Delta P_\Gamma + \Delta P_{ш.п.},$$

де  $\Delta P_m$  – гідравлічний опір тканині фільтру, Па:

$$\Delta P_\Gamma = A \cdot W_\phi \cdot \mu_{г.см.};$$

де  $A$  – постійна фільтрування;

$W_\phi$  – швидкість фільтрування, м/с;  $W_\phi = q_\phi = 1,066$  м/хв = 0,0178 м/с;

$\mu_{г.см.}$  - динамічна в'язкість газової суміші при р.у.

$\Delta P_{ш.п.}$  – гідравлічний опір шару, що накопичується, пилу, Па:

$$\Delta P_{\text{ш.п.}} = \Delta P_{\phi} - \Delta P_{\kappa} - \Delta P_{\tau}.$$

Час періоду між регенераціями рукавного фільтру визначимо по формулі:

$$t_p = \frac{\rho_{\text{ч}}(\Delta P_{\phi} - A \cdot B)}{A \cdot z_1 \cdot \omega}$$

де  $B$  – постійна фільтрування;

$z_1$  - концентрація пилу в газі перед фільтром, г/м<sup>3</sup>.

Розраховуємо постійні фільтрування  $A$  і  $B$ :

$$A = \frac{817 \cdot \mu \cdot \omega (1 - \varepsilon_{\text{п}})}{d_m^2 \cdot \varepsilon_{\text{п}}^3}$$

$$B = 0.82 \cdot 10^{-6} \cdot d_m^{0.25} \cdot \varepsilon_{\text{тк}}^3 \cdot (1 - \varepsilon_{\text{п}}) \cdot h^{2/3}$$

де  $\varepsilon_{\text{п}}$  - пористість шару пилу;  $\varepsilon_{\text{п}} = 1 - 79d_m^{0.47} = 1 - 79(70 \cdot 10^{-6})^{0.47} = 0,12$ ;

$\varepsilon_{\text{тк}}$  - пористість тканини (оксалон), долі од.;  $\varepsilon_{\text{тк}} = 0,75$ ;

$d_m$  – середній медіанний розмір частинок пилу, м;

$h$  - питомий гідравлічний опір, Па,  $h = 7,2 \cdot 10^5$  Па [16].

Обчислюємо динамічний коефіцієнт в'язкості газу:

$$\mu_{\text{CO}_2} = 13,7 \cdot 10^{-6} \frac{273+254}{273+210+254} \left( \frac{273+210}{273} \right)^{1,5} = 23,05 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с};$$

$$\mu_{\text{CO}} = 16,6 \cdot 10^{-6} \frac{273+100}{273+210+100} \left( \frac{273+210}{273} \right)^{1,5} = 24,99 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$$

$$\mu_{\text{N}_2} = 17 \cdot 10^{-6} \frac{273+114}{273+210+114} \left( \frac{273+210}{273} \right)^{1,5} = 25,93 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$$

$$\mu_{\text{O}_2} = 20,3 \cdot 10^{-6} \frac{273+73}{273+210+73} \left( \frac{273+210}{273} \right)^{1,5} = 29,72 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$$

$$\mu_{\text{SO}_2} = 11,7 \cdot 10^{-6} \frac{273+396}{273+210+396} \left( \frac{273+210}{273} \right)^{1,5} = 20,96 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$$

Знаходимо динамічну в'язкість суміші:

$$\mu_{\text{см}} = (4,5 \cdot 23,05 + 2,5 \cdot 24,99 + 78,8 \cdot 25,93 + 14 \cdot 29,72 + 0,2 \cdot 20,96) 10^{-6} / 100$$

$$\mu_{\text{см}} = 26,3 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с.}$$

$$A = \frac{817 \cdot 26,3 \cdot 10^{-6} \cdot 0,0178(1 - 0,12)}{(70 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 0,12^3} = 3,98 \cdot 10^7$$

$$B = 0,82 \cdot 10^{-6} \cdot (70 \cdot 10^{-6})^{0,25} \cdot 0,75^3 \cdot (1 - 0,12) \cdot (7,2 \cdot 10^5)^{\frac{2}{3}}$$

$$= 2,2 \cdot 10^{-4}$$

Гідравлічний опір тканини, Па:

$$\Delta P_T = 3,98 \cdot 10^7 \cdot 0,0178 \cdot 26,3 \cdot 10^{-6} = 18,63 \text{ Па.}$$

Гідравлічний опір шару пилу визначимо, прийнявши опір рукавного фільтру  $\Delta P = 2500$  Па, тоді:

$$\Delta P_{\text{ш.п.}} = 2500 - 44 - 18,63 = 2437,7 \text{ Па.}$$

Тривалість періоду фільтрування між двома регенераціями:

$$t_p = \frac{2000(2500 - 3,98 \cdot 10^7 \cdot 2,2 \cdot 10^{-4})}{3,98 \cdot 10^7 \cdot 5,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,0178} = 3052,7 \text{ с} = 50,9 \text{ хв}$$

Знайдемо ефективність тканинного фільтра. З технічних характеристик тканинного фільтра ФРІР-5700 (рис. 2.8), якщо залишкова запиленість газу  $z^2 = 20$  мг/м<sup>3</sup> тоді:

$$\eta = (z_1 - z_2) / z_1 = (6 - 0,02) / 6 = 0,997 \text{ або } 99,7 \text{ \%}.$$

Після очищення на рукавних фільтрах газ надходить на другий ступінь очищення для уловлювання діоксиду сірки. В адсорбері (рис. 2.9) відбувається хімічна реакція за формулою:

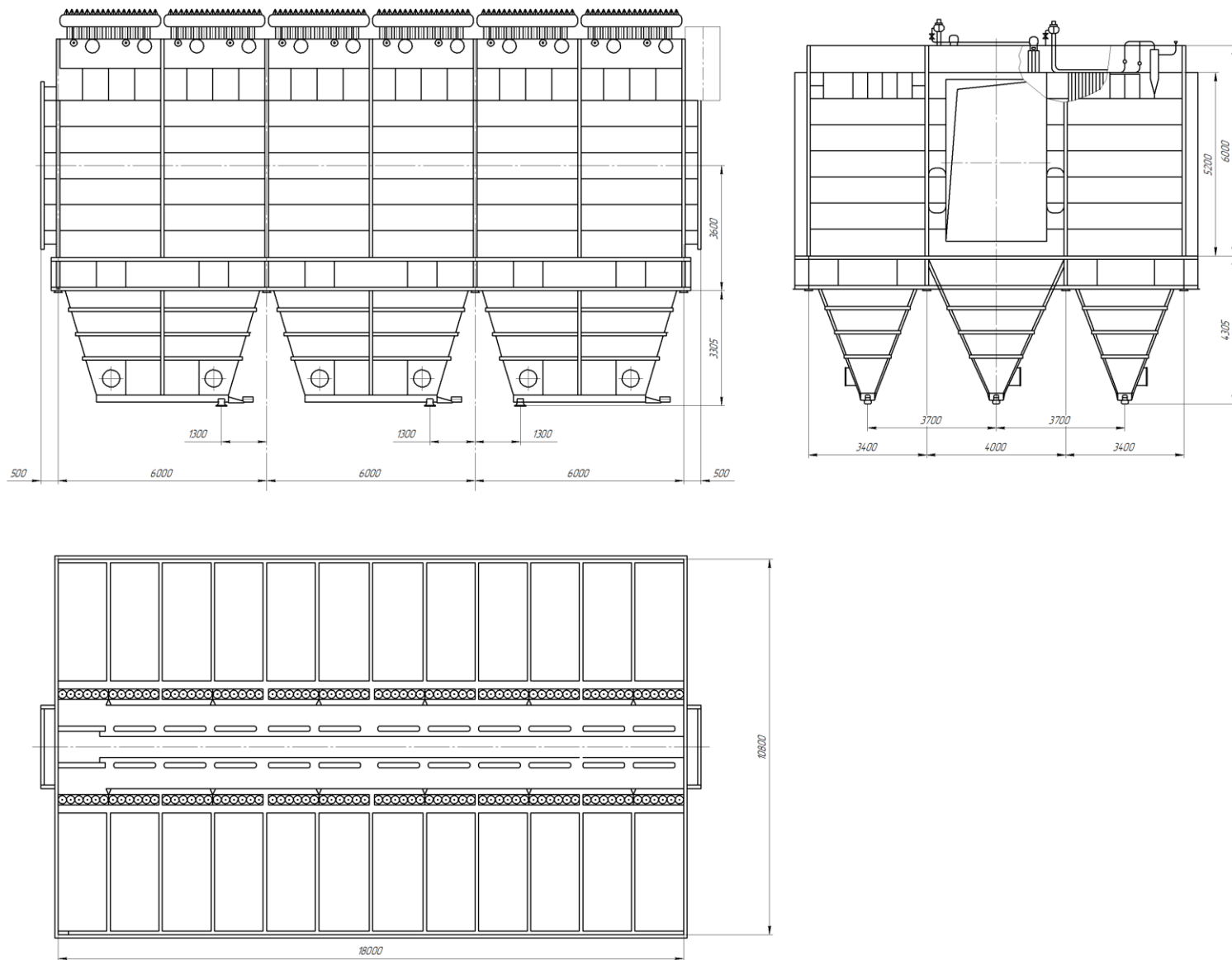
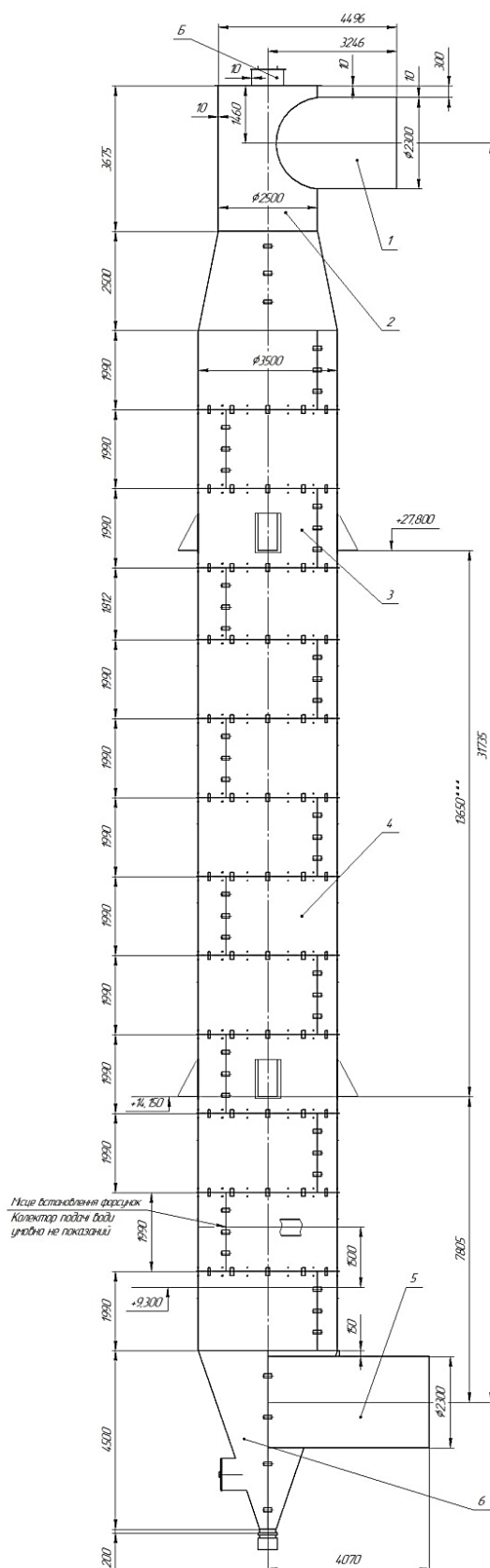
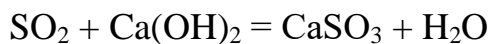


Рисунок 2.8– Рукавний фільтр типу ФРІР-5700



1 – вихідний патрубок; 2 – дифузор; 3 – система зрошення; 4 – корпус; 5 –  
вхідний патрубок; 6 – конфузор.

Рисунок 2.9 – Адсорбер для знешкодження  $\text{SO}_2$



Технічна характеристика адсорбера:

1. Довжина загального газоходу - 43000 мм;
2. Діаметр прямої циліндричної частини - 3500 мм ;
3. Діаметр газоходу примикає до циліндричної частини - 2320 мм;
4. Товщина стінки циліндричної частини корпусу адсорбера - 8 мм;
5. Товщина газоходів примикають до циліндричної частини - 10 мм;
6. Пропускна здатність по газу - 450000 м<sup>3</sup> / год;
7. Сумарна споживана потужність обладнання подачі реагенту - 6 кВт
8. Маса (без термоізоляційного кожуху - хв. Вата, оцинкована сталь) - 33400 кг.

За допомогою пневмокамерного насосу, що розміщено під основним силосом, свіжий реагент, гідроксид кальцію  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , перевантажують в спеціальний завантажувальний бункер  $V = 1,15\text{м}^3$ , і. Через дренажний живильник ШП-200, розташований в нижній частині бункера, матеріал потрапляє в дозуючий бункер на позначці +9300. Бункер вторинних реагентів також розташований на позначці +18400, а прореагований матеріал подається зі скребкового конвеєра КСФ №3 системи збору.

Вторинні реагенти аналогічно подаються з бункера свіжих реагентів в дозуючий бункер за допомогою шнекового живильника SP-200.

Після змішування двох компонентів з дозуючого бункера при номінальному тиску +9300 вони подаються шнековим живильником ШП-200, оснащеним частотним перетворювачем для регулювання подачі матеріалу в газохід адсорбційного реактора. Всі три робочі бункери (свіжого, вторинного і дозуючого реагента) оснащені системою зважування, а інформація про заповнення або розвантаження бункера виводиться на монітор оператора.

Дозуючий бункер оснащений зливним живильником ШП-200, електродвигун якого підключений через частотний перетворювач таким

чином, що оператор може вибирати швидкість обертання ротора живильника і тим самим регулювати кількість матеріалу, що подається в газохід адсорбера. Кількість подаваного матеріалу залежить від вмісту діоксиду сірки  $\text{SO}_2$  у відпрацьованих газах, який фіксується газоаналізатором і передається на пульт оператора. Після реактора, де діоксид сірки адсорбується на частинках гідроксиду кальцію, агломераційний газ через систему клапанів Ду2300 подається в димову трубу агломераційної фабрики.

Під час регенерації рукавного фільтра відпрацьований адсорбент засипається в бункер рукавного фільтра і подається назад в реактор через бункер вторинного реагенту. Використання рециркуляції сорбенту збільшує час перебування частинок сорбенту в системі, підвищує щільність частинок сорбенту в реакторі перед рукавним фільтром і дозволяє часто коригувати частинки сорбенту, оскільки частинки, що повертаються, повторно захоплюються фільтруючим матеріалом. Рециркуляція адсорбенту значно підвищує ступінь уловлювання компонентів кислих газів і зменшує кількість використовуваного адсорбенту.

Кількість адсорбенту регулюється і може бути змінена за необхідності, залежно від фактичного об'єму газу, що підлягає очищенню.

Система дозування складається з бункера для свіжих і рециркульованих реагентів і дозуючого бункера (рис.2.10). На додаток до свіжих і вторинних реагентів, автоматичний запірний клапан подає в газовий тракт адсорбера кількість води відповідно до показань витратоміра, активуючи процес адсорбції і знижуючи температуру газу до  $95 \div 100$  °С.

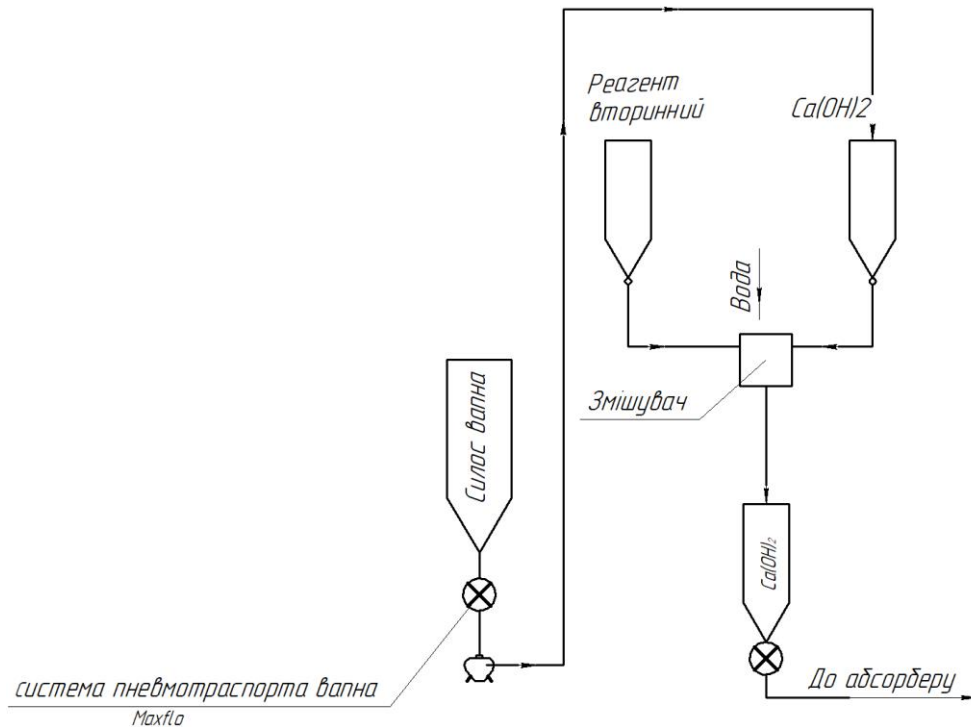


Рисунок 2.10 – Схема приготування реагента

Розрахувавши добову витрату гідроксиду кальцію, що містить 85% активної речовини  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , необхідну для очищення газу від  $\text{SO}_2$  (концентрація  $\text{SO}_2$  в газі  $0,8 \text{ г/м}^3$ , ефективність очищення  $\eta = 60 \%$ , безперервна робота обладнання), було виявлено, що необхідно подавати  $800 \text{ кг/добу}$ .

### Розрахунок рукавного фільтру типу ФРІР (другої ступені очищення)

Вихідні дані для розрахунку:

- Витрата газу  $V_o = 187000 \text{ м}^3/\text{год}$
- Температура газу  $t^o = 100 \text{ }^\circ\text{C}$ ;
- Початкова запиленість газу  $z_1 = 5 \text{ г/м}^3$ .
- Щільність частинок пилу  $\rho_{\text{ч}} = 2300 \text{ кг/м}^3$ .

Перераховуємо об'єм газу за робочою температурою  $100 \text{ }^\circ\text{C}$  -  $361\,413 \text{ м}^3/\text{год}$ :

При питомому газовому навантаженні для рукавного фільтру типу ФРІР  $1,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{хв}$  визначаємо необхідну площу фільтруючої поверхні,  $\text{м}^2$ :

$$F = \frac{361413 \cdot 60}{3600 \cdot 1.5} = 4015.7$$



Відповідно до розрахунку приймаємо рукавний фільтр типу ФРІР-4500, з наступною його технічною характеристикою :

Фільтр рукавний ФРІР-4500С

- |   |           |
|---|-----------|
| 1. Площа фільтрування, м <sup>2</sup>                             | – 4200    |
| 2. Продуктивність(макс.), м <sup>3</sup> /год                     | – 340000  |
| 3. Питоме газове навантаження, м <sup>3</sup> /м <sup>2</sup> ×хв | – 1,5     |
| 4. Гидравличний опір, Па  | – до 3500 |
| 5. Витрата стислого повітря, м <sup>3</sup> /хв                   | – 3,6     |
| 6. Температура газів, не більш, °С                                | – 150     |
| 7. Кількість фільтрувальних рукавів, шт                           | – 1620    |
| 8. Тиск повітря для регенерації, МПа                              | – 0,4÷0,5 |
| 9. Матеріал рукавів – оксалон та сітка з базальту (4949 МЕТЕОР).  |           |

Відповідно до технічної характеристики рукавного фільтру типу ФРІР-4500 визначимо фактичне газове навантаження на рукавний фільтр:

$$q_{\phi} = \frac{361413}{3600 \cdot 4500} = 0,0223 \text{ м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{с} = 1,338 \text{ м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{хв}$$

Розраховуємо час між регенераціями тканини рукавного фільтру, динамічна в'язкість технологічних газів від агломераційної машини, температура 100 °С,  $20,6 \cdot 10^{-6}$  Па·с.

$$A = \frac{817 \cdot 20,6 \cdot 10^{-6} \cdot 0,0223(1 - 0,12)}{(70 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 0,12^3} = 3,9 \cdot 10^7$$

$$B = 0,82 \cdot 10^{-6} \cdot (70 \cdot 10^{-6})^{0,25} \cdot 0,75^3 \cdot (1 - 0,12) \cdot (7,2 \cdot 10^5)^{\frac{2}{3}} \\ = 2,2 \cdot 10^{-4}$$

$$t_p = \frac{2300(2500 - 3,9 \cdot 10^7 \cdot 2,2 \cdot 10^{-4})}{3,9 \cdot 10^7 \cdot 5 \cdot 10^{-3} \cdot 0,0223} = 3215,8 \text{ с} = 53,597 \text{ хв}$$

Таким чином, при кінцевій запиленості газу  $z_2 = 20$  мг/м<sup>3</sup> ефективність ФРІР-4500 становить:

$$\eta = (z_1 - z_2) / z_1 = (5 - 0,02) / 5 = 0,996 \text{ тобто } 99,6 \%$$

### 2.3 Аеродинамічний розрахунок газового тракту

Для визначення розрахункового опору газового тракту до рис. 2.1 встановлюємо суму наступних параметрів, Па:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{р.ф.}} + \Delta P_{\text{ад.}} + \Delta P_{\text{г.т.}},$$

де  $\Delta P_{\text{р.ф.}}$  – опір рукавного фільтру ФРІР-5700 та ФРІР-4500, Па,  $\Delta P_{\text{р.ф.}} = 2500$  Па;

$\Delta P_{\text{ад.}}$  – опір адсорбера, Па;

$\Delta P_{\text{газов.}}$  – опір газового тракту Па.

$$\Delta p = \sum_{i=1}^m \Delta p_{\text{мп}i} + \sum_{i=1}^m \Delta p_{\text{м}i},$$

де  $i$  – номер розрахункової ділянки;

$m$  – кількість розрахункових ділянок.

Втрати тиску на тертя по довжині розрахункової ділянки (лінійні втрати) визначають за формулою Дарсі-Вейсбаха, Па:

$$\Delta p_{\text{мп}i} = \lambda_i \times \frac{l_i}{d_{ei}} \times \rho_{ei} \times \frac{w_i^2}{2}.$$

де  $\lambda_i$  – безрозмірний коефіцієнт гідравлічного тертя .

Коефіцієнт гідравлічного тертя залежить від числа Рейнольдса  $Re_i$  і відносної шорсткості  $\frac{k_{ei}}{d_{ei}}$ .

Число Рейнольдса визначають за формулою:

$$Re_i = \frac{w_i \times d_{ei}}{\nu_i}.$$

де  $w_i$  - швидкість газу в газоході, м/с;

$d_{ei}$  - діаметр газоходу, м.

При визначенні діаметрів газоходів швидкість і об'ємна витрата газів повинні бути підібрані так, щоб на всіх ділянках і відгалуженнях газоходу вони були відносно однаковими.

Діаметр газоходу визначається по формулі:

$$d = \sqrt{\frac{V}{w}},$$

де  $w$  - швидкість газів у газоході, м/с.

Оскільки рух газів в газоході відбувається у автономельній області, тоді коефіцієнт гідравлічного тертя визначається за формулою:

$$\lambda_i = 0,11 \times \left( \frac{k_{ei}}{d_{ei}} \right)^{0,25}.$$

Втрати тиску на тертя в газоході рівні сумі втрат на окремих розрахункових ділянках:

$$\Delta p_{mp} = \sum_{i=1}^m \Delta p_{mp i}.$$

Результати розрахунків заносимо у табл. 2.1.

Втрати тиску на місцевих опорах визначають по формулі Вейсбаха, Па:

$$\Delta p_{mi} = \zeta_i \times \rho_{ei} \times \frac{v_i^2}{2},$$

де  $\zeta_i$  – коефіцієнт місцевого опору, що залежить від його виду, форми трубопроводу, розмірів перешкод на шляху потоку.

Втрати тиску на місцевих опорах у газоході дорівнюють сумі втрат на окремих розрахункових ділянках, Па:

$$\Delta p_m = \sum_{i=1}^m \Delta p_{mi},$$

Результати розрахунку газовідвідного тракту, з урахуванням гідравлічних опорів газоочисних апаратів заносимо до табл. 2.1.

Ділянка 1

Колектор – рукавний фільтр ФРІР-5700

Ділянка 2

Рукавний фільтр – адсорбер

Ділянка 3

Адсорбер – рукавний фільтр

Ділянка 4

Рукавний фільтр – димотяг (ексгаустер)

Ділянка 5

Димотяг – димова труба

Таблиця 2.1 – Параметри розрахунку аеродинаміки газового тракту

Номер участку	t, °C	Q <sub>p</sub> , м <sup>3</sup> /с	Геометричні параметри				Втрати тиску				
			l, м	d, м	S, м <sup>2</sup>	V, м/с	Вид місцевого опору	ξ <sub>m</sub>	ΔP <sub>m</sub> , Па	ΔP <sub>i</sub> , Па	ΔP <sub>Σ</sub> , Па
1	210	101,23	20	2,8	6,15	16,44	Вихід з колектора	0,28	92,43	1,58	104,01
							Конфузор	0,08			
							Секційне коліно, 2 шт	0,78			
		Рукавний фільтр									2500
2	190	97,2	17	2,8	6,15	15,79	Дифузор	0,04	81,78	6,05	87,83

							Секційне коліно, 2 шт	0,78			
	Адсорбер										900
3	100	81,25	25	2,4	4,52	17,97	Дифузор	0,12	21,31	37	58,31
	Рукавний фільтр										2500
4							Секційне коліно, 2 шт	0,39			
	90	79,07	20	2,2	3,8	10,81	Вхід до димотягу	0,52	337,8	17,24	385,02
			Димотяг								-
5	90	79,07	15	2,3	3,8	10,81	-	-	-	33,89	33,89
Загальний опір											6569,06
			Димова труба								401,93

## 2.4 Розрахунок димової труби

Самотяга з'являється на ділянці, початок і кінець якого знаходиться на різній висоті й обумовлюється різницею густин нагрітих газів і зовнішнього повітря. Самотяга вважається позитивною при русі газів нагору по каналу і негативною – при русі газів униз по каналу.

Опір на вході в димову трубу:

$$\Delta p_{\text{вх.тр}} = \lambda \times \frac{H_{\text{тр}}}{d_{\text{тр}}} \times \rho_{\text{г}} \times \frac{w_{\text{уст}}^2}{2}.$$

де  $\lambda$  – коефіцієнт гідравлічного опору по довжині труби;

$H_{\text{тр}}$  – висота димової труби, дорівнює 120 м;

$W_{\text{уст}}$  – швидкість в гирлі димової труби, дорівнює 18 м/с;

$\rho_{\text{г}}$  – густина газів перед димовою трубой, 1,2 кг/м<sup>3</sup>.

$$\Delta p_{\text{вх.тр}} = 0,017 \times \frac{120}{5,4} \times 1,12 \times \frac{18^2}{2} = 73,44 \text{ Па}$$

Опір на виході з димової труби:

$$\Delta p_{\text{вих. тр}} = \zeta_{\text{вих}} \times \rho_i \times \frac{\omega_{\text{уст}}^2}{2},$$

де  $\zeta_{\text{вих}} = 1,15$  – коефіцієнт гідравличного опору на виході з труби.

$$\Delta p_{\text{вих. тр}} = 1,15 \times 1,12 \times \frac{18^2}{2} = 223,56 \text{ Па}$$

Визначаємо динамічний тиск, що необхідно створити для швидкості газу у гирлі труби  $W_{\text{уст.}} = 18 \text{ м/с}$ :

$$\Delta p_{\text{д}} = \rho_i \times \frac{\omega_{\text{уст}}^2}{2}$$

$$\Delta p_{\text{д}} = 1,12 \times \frac{18^2}{2} = 181,44 \text{ Па}$$

Сумарний тиск:

$$P_{\Sigma} = \Delta P_{\text{вх.тр.}} + \Delta P_{\text{вих.тр.}} + P_{\text{д}} = 73,44 + 223,56 + 181,44 = 478,44 \text{ Па}$$

Розрахунок тяги, що створюється трубою (Самотяга):

$$P_{\text{с}} = (\rho_{\text{атм}} - \rho_{\text{г}}) \cdot q \cdot H_{\text{тр}},$$

де  $\rho_{\text{атм}}$  – густина повітря за даних умов,  $\text{кг/м}^3$ :

$$\rho_{\text{атм}} = \rho_0 \frac{273 \text{ В}}{(273 + t_{\text{ос}}) \text{ В}_{\text{ст}}},$$

де  $\rho_0$  – густина повітря за нормальних умов,  $\text{кг/м}^3$ ,  $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$ ;

$t_{\text{ос}}$  – температура навколишнього середовища,  $^{\circ} \text{С}$ , приймає такою що дорівнює  $25^{\circ} \text{С}$ ;

$V_{\text{ст}}$  – стандартний тиск,  $V_{\text{ст}} = 101,3 \text{ кПа}$ ;

Тоді густина повітря при  $25$  становить  $1,185 \text{ кг/м}^3$

$$P_{\text{с}} = (1,185 - 1,12) \cdot 9,81 \cdot 120 = 76,51 \text{ Па.}$$

Потреба у додатковому тиску:

$$P_{\text{доп.}} = P_{\text{с}} - P_{\Sigma} = 76,51 - 478,44 = -401,93 \text{ Па}$$

Оскільки  $R_{\text{дод}} < 0$ , ця величина додається до опору шляху відведення газу через те, що тягодуттєвий агрегат повинен мати додатковий тиск для транспортування газу через димову трубу із заданою швидкістю.

## 2.5 Вибір димотяга

Димосос вибираємо на основі аеродинамічного розрахунку газовідвідного тракту. Продуктивність Димососу  $Q_d$  приймаємо з запасом 10% незалежно від температури газів, але з поправкою на барометричний тиск  $p_{\text{бар}} = 100$  кПа:

$$Q_d = 1,1 \times Q_p \times \frac{101,3}{p_{\text{бар}}}$$

На розрахунковій ділянці, де встановлюємо димотяг,

$$Q_p = 79,07 \text{ м}^3/\text{с} = 284652 \text{ м}^3/\text{год. за робочих умов.}$$

Тоді

$$Q_d = 1,1 \times 284652 \times \frac{101,3}{101,3} = 313117,2 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Тиск, що створюється димотягом (розрідження), приведене до умов каталогу, по якому вибирається димотяг  $\Delta p_{\text{кат}}$ , приймається рівним:

$$\Delta p_{\text{кат}} = \beta_2 \times \Delta p_{\text{заг}} \times K_p = 1,2 \times (6970,99) \times 0,93 = 16707 \text{ Па}$$

де  $\beta_2$  – коефіцієнт запасу тиску. Приймаємо коефіцієнт запасу тиску  $\beta_2 = 1,2$  ;

$\Delta p_p$  – сумарний опір газовідвідного тракту, отриманий в результаті аеродинамічного розрахунку, Па.

$K_p$  – коефіцієнт перерахунку.

Коефіцієнт  $K_p$  визначається по формулі :

$$K_p = \frac{\overline{T_{zi}}}{T_x} \times \frac{101,3}{p_{бар}} \times \frac{\rho_{0zi}}{\rho_{0в}},$$

де  $T_x$  – температура, для якої складена характеристика вентилятора (димотяга), К;

$\overline{T_{zi}}$  – середня температура газу на останній розрахунковій ділянці газоходу, К.  $\overline{T_{zi}} = (\overline{t_{zi}^0} + 273)$ ;

$\rho_{0zi}$  – густина газу за нормальних умов на останній розрахунковій ділянці, кг/м<sup>3</sup>;

$p_{бар}$  – атмосферний тиск, кПа;

$\rho_{0в}$  – густина повітря при нормальних фізичних умовах (НФУ), кг/м<sup>3</sup>.

Середня температура газу на розрахунковій ділянці  $\overline{t_2} = 90$  °С.

Тоді:  $K=0,93$

За результатами аеродинамічного розрахунку обираємо екстаустер KBZ315-0710015-00.

Технічна характеристика димососу KBZ125-630015-01 і електродвигуна представлена у табл. 1.2.

Таблиця 1.2 – Технічна характеристика димососу KBZ125-630015-01 і електродвигуна.

№ п/п	Найменування параметрів	Позначення	Значення параметрів
1	Продуктивність		
1.1	м <sup>3</sup> /год		390 000
1.2	м <sup>3</sup> /хв		6500
2	Повний напір, що розвивається вентилятором, Па	Pv	8200
3	Температура переміщуваного середовища на всасе, °С		
3.1	робоча		+100
3.2	максимальна		+111
4	Встановлена потужність електродвигуна, МВт		1,2
5	Частота обертання робочого колеса, об/хв.		1490
6	Напруга живильної мережі, кВ		6



### 3 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ТЕХНОГЕННА БЕЗПЕКА

#### 3.1 Аналіз небезпечних та шкідливих виробничих факторів агломераційного виробництва

Основними шкідливими й небезпечними факторами на аглофабриках є пил, газы, шум, тепловиділення. Оцінка факторів виробничого середовища й трудового процесу агломератчика наведена в табл. 3.1.

При одержанні агломерату виділяється велика кількість надлишкового тепла від розпеченого пирога агломерату, при теплообміні з навколишнім середовищем нагрітих поверхонь горна й трубопроводів газоповітряних трактів, а також за рахунок витоку гарячих газів з горна, що пробиваються через щілини й нещільності в технологічному устаткуванні. Кількість інфрачервоних виділень на робочім місці агломератника – 5000 Вт/м<sup>2</sup>, на робочім місці машиніста ексгаустера – 3500 Вт/м<sup>2</sup>, при нормативі 140 Вт/м<sup>2</sup>.

Тому що агломераційний цех - це гарячий цех, то через наявність великої кількості надлишкового тепла відбувається значне підвищення температури повітря, 39 °С – на робочім місці агломератника, 28 °С – на робочім місці дробильника, 39,5 °С – на робочім місці машиніста ексгаустера. Неприятливий вплив високих температур повітря підсилюється впливом випромінюваного тепла.

Теплові ефекти опромінення залежать від довжини хвилі та інтенсивності випромінювання, дози опромінення, площі опромінюваної ділянки та тіла, тривалості опромінення та його переривчастості, кута падіння випромінювання та одягу. Потік теплового випромінювання в гарячих цехах генерується в основному інфрачервоним випромінюванням з довжиною хвиль до 10 мкм: інтенсивність випромінювання 0,08 кДж/м<sup>2</sup>год (довжина хвилі 2,9 мкм) або 1,7кДж/м<sup>2</sup>год (довжина хвилі 1,3 мкм) вже викликає майже

невідчутне відчуття тепла, а на останній довжині хвилі інтенсивність випромінювання становить  $54 \text{ кДж/м}^2$  – виникає приємне відчуття. Верхня межа оптимальної інтенсивності випромінювання не перевищує  $1,25 \text{ МДж/м}^2\text{год}$ .

Багато технологічних процесів (подрібнення, просіювання, перевантаження шихти і деталей, що спікаються, змішування, спікання тощо) супроводжуються виділенням пилу, який негативно впливає на організм людини, особливо на дихальні шляхи, іноді погіршує виробничі умови (видимість, орієнтацію) в робочій зоні і призводить до прискореного руйнування тертьових деталей машин. Пил також може бути вибухонебезпечним або джерелом статичної електрики.

На агломераційних фабриках постійно утворюється пил наділянках повернення руди, дроблення, сортування, стрічкового спікання та завантаження. Рівень пилу на робочих місцях операторів агломашин становить  $1050 \text{ мг/м}^3$ , операторів дробарок –  $1500 \text{ мг/м}^3$  і операторів димососів –  $135,95 \text{ мг/м}^3$ , при нормі  $4,0 \text{ мг/м}^3$ .

Технологічний процес пов'язаний з безперервним збільшенням потужності та продуктивності машини, що досягається за рахунок збільшення робочої швидкості машини. В останньому випадку зростають динамічні зусилля, вібрації та шум.

Основними джерелами шуму на низьких і середніх частотах є відцентрові сили, що виникають в результаті незбалансованого обертання, ударного характеру роботи несучих частин вібраційного грохоту і вібрації в бічних стінках короба і витоку, викликані ударами уламків матеріалу, що сортується.

Робота дробарки, агломераційної машини та ексгаустеру генерує значні рівні шуму – 98 дБА, 100 дБА та 99 дБА відповідно.

Рівні вібрації під час роботи дробарок, агломераційних машин і відхідних газів становлять 98-100 дБ, що перевищує референтне значення 92 дБ. Вплив вібрації може викликати спазм судин, що впливає на нервову

систему, шлунково-кишковий тракт, м'язи, кістково-суглобову систему, зір і слух. Технологічні гази від агломашин містять шкідливі компоненти, такі як діоксид сірки, оксид вуглецю, оксиди азоту, аміак та оксиди марганцю, які можуть потрапляти в повітря робочої зони в не значних кількостях. Концентрації таких токсичних речовин, як оксиди марганцю та діоксид азоту, перевищують ГДК і становлять  $0,35 \text{ мг/м}^3$  та  $1,8 \text{ мг/м}^3$  відповідно (ГДК  $0,05 \text{ мг/м}^3$  та  $2 \text{ мг/м}^3$  відповідно).

Згідно з показниками, наведеними в табл. 3.1, робочі місця пробітників – агломератників, слід вважати особливонебезпечними та аособливоважкими умовами праці, які відповідають показникам Списку1: доплата-24 %, додаткова відпустка – 14 днів, лікувально-профілактичне харчування – молоко.

### **3.2 Заходи з поліпшення умов праці. Виробнича санітарія**

Одним з основних способів запобігання викидів пилу під час спікання є повне покриття робочих частин агломашини, включаючи холостий хід і всю систему подачі агломерату. Робоча частина агломераційної стрічки повинна бути закрита по всій довжині машини від хвостової частини до запального горна агломераційної машини і на всю ширину отвору в міжповерховому перекритті, де розташована машина, включаючи зазор між машиною і підлогою.

Над бункером розташований витяжний зонт. Якщо швидкість вітру в зазорі між витяжною парасолькою і стінкою бункера дорівнює  $2 \text{ м/с}$ , то об'єм повітря, що витягається з кожної витяжної парасольки, становить  $80000 \text{ м}^3/\text{год}$ . Запилене повітря, що витягується з витяжних парасольок та укріттів, очищується.

Пил, зібраний в процесі очищення, повертається в технологічний процес. Оскільки агломерат безперервно сортується і бункер регулярно перевантажується, повітря відсмоктується окремо з бункера, дробарки.

Таблиця 3.1 – Оцінка факторів виробничого середовища трудового процесу агломератника.

Робоче місце – агломератника

№ п/п	Фактори виробничого середовища й трудового процесу	Норм. знач. ГДК, ПГДУ	Факт. знач.	III клас – шкідливі й небезпечні умови й характер праці			Час дії фактора, %, за зміну
				I	II	III	
1	2	3	4	5	6	7	8
1.	Шкідливі хімічні речовини, мг/м <sup>3</sup> : I клас безпеки - Ангідрид хром  II клас безпеки- Марганцю оксид, аерозоль  III - IV клас безпеки: азоту диоксид, сірчистий ангідрид, вуглецю оксид	0,01  0,3  2,0 10,0 20,0	0,009  0,35  1,8 5,5 17,0			1,17р	60
2.	Пил переважно фіброгенної дії, мг/м <sup>3</sup>	4,0	1050			262,5р	90
3.	Вібрація ( <u>загальна</u> й локальна), дБ	92	98		6		80
4.	Шум, дБА	80	88	8			90
5.	Інфразвук, дБ						
6.	Ультразвук, дБ						
7.	Неіонізуюче випромінювання: -радіочастотний діапазон, В/м -діапазон пром.частоти, кВ/м -оптич.діапазон (лаз.излуч.)Вт/м <sup>2</sup>						
8.	Мікроклімат у приміщенні: -температура повітря, °с -швидкість руху повітря, м/с -відносна вологість повітря, % -інфрачервоне випромінювання, Вт/м <sup>2</sup>	15-26 0,2-0,5 75 140	39 0,3 65 5000			13  5000	90  70
9.	Категорія важкості й напруженість праці	важка, дуже напружена					

Зона холостого ходу агломерату повинна бути огорожена по висоті приміщення на ділянці від стіни, що відокремлює зону холостого ходу і зону розвантаження, до приводної зірочки в зоні головки.

У зоні завантаження агломерату повинні знаходитися парасольки, з'єднані з розвантажувальним жолобом. Усі шляхи розвантажувального жолоба агломашини повинні бути герметичними.

Укриття агломашини покращує умови праці з наступних причин. Повітря, що використовується в процесі спікання, більше не потрібно відсмоктувати з приміщення, усуваючи вакуум і пов'язане з ним нагріте, запилене повітря з інших приміщень головної будівлі.

Робота систем аерації та вентиляції нормалізована для забезпечення чистого, безпилового повітря, що полегшує заходи проти залишкового тепла та газового забруднення.

Створюються умови для ефективного відсмоктування з укриттів над хвостової частиною агломераційної стрічки, решіток, розвантажувальних жолобів тощо, що дає змогу вилучати та утилізувати велику кількість цінної сировини [19].

Для поліпшення умов праці робітників, зайнятих на випуску агломерату, використовуються спеціальні проходи для обслуговування пневматичних затворів на завантажувальних бункерах.

Захист від теплового випромінювання і надмірного нагрівання. Велика кількість залишкового тепла, присутня в агломераційних установках, призводить до значного підвищення температури повітря. Негативний вплив гарячого повітря ще більше посилюється тепловим випромінюванням.

Через велику кількість залишкового тепла, що утворюється на агломераційних фабриках, необхідний значний повітрообмін, особливо в літку.

Для зменшення шуму такі агрегати повинні бути сконцентровані в одній або декількох зонах заводу і оточені звукоізоляційними перегородками або звукоізоляційними кабінами з оглядовими вікнами для робітників. В якості

звукопоглинальних матеріалів використовуються пористі матеріали з відкритими на зовні порами, заповненими повітрям.

Для індивідуального захисту органів слуху використовують зовнішні та внутрішні засоби захисту від шуму (антифони). Зовнішні засоби захисту від шуму (шумопоглинаючі навушники) закривають вушні раковини. Внутрішні (беруші, вкладиші) вставляються у вушний канал. Гасіння вібрації досягається за допомогою конструктивних і технічних заходів:

удосконалення та балансування обертових частин для забезпечення безперебійної роботи обладнання;

усунення дефектів і нещільностей в окремих компонентах;

використання динамічних гасителів.

Віброізоляція використовується для пом'якшення шкідливих виробничих вібрацій. В якості амортизаторів на всьому промисловому обладнанні ми використовуємо гумові прокладки (основні режими роботи цього амортизатора – стиснення і частковий зсув).

До засобів індивідуального захисту в умовах нагріваючого мікроклімату належить спецодяг. Спецодяг повинен бути виготовлений з матеріалів з низькою теплопровідністю і високою відбивною здатністю.

Для запобігання водного дисбалансу серед працівників основних професій рекомендується вживати невеликі порції (200 мл) безалкогольних напоїв (квас, газована вода, мінеральна вода), враховуючи, що вода швидше і краще втамовує спрагу при температурі 12-15°C.

### **3.3 Електробезпека**

Виробничі ділянки на агломераційних фабриках відносяться до особливо небезпечних зон з точки зору ризику ураження електричним струмом, оскільки вони мають чотири характеристики, характерні для зон підвищеної небезпеки.

Цех спікання класифікується як особливонебезпечна зона з точки зору ризику ураження електричним струмом. У цеху використовується чотирипровідна електрична мережа з глухозаземленою нейтраллю змінного струму і двопровідна електрична мережа постійного струму напругою менше 1000 В.

У ланцюгах змінного струму використовується напруга 36, 220, 380 і 6000 В. Напруга 36 В використовується для живлення переносних освітлювальних ламп, а 220 В – для загального і місцевого освітлення, 380В і 6000 В – для електродвигунів і витяжних систем.

Для захисту від дотику до металевих частин обладнання, що перебуває під напругою, використовуються захисне заземлення, захисне занулення та захисне відключення.

Для попередження про небезпеку використовуються попереджувальні, заборонні, дозвільні та нагадувальні плакати; в електроустановках напругою понад 1000 В та в інших небезпечних зонах на дверях встановлюються постійні попереджувальні сигнали.

### **3.4 Пожежна безпека**

Будівля аглофабрики містить виробничі приміщення різних категорій вибухопожежної небезпеки: В, Г та Д.

До категорії В відносяться приміщення агломераційної камери для перевантаження агломерату в агломашини КМ-14 і ОПР, а також для спікання агломерату. Будівля спікального відділення за ступенем вогнестійкості відноситься до категорії 2. До категорії Г відносяться дільниця завантаження, дільниця спікання та приміщення гарячої регенерації. До категорії Д відносяться всі інші виробничі приміщення цеху.

Для запобігання пожежі різні категорії виробничих приміщень відокремлені одна від одної, а також від конвеєрної галереї, коридорів, сходіві протипожежних стін. Прорізи в протипожежних стінах, передбачені цим

проектом, захищені протипожежними дверима з пристроями автоматичного відкривання і закривання. Отвори в стінах і стелі для кабелів і трубопроводів захищені мінеральною ватою. Кабельні тунелі та канали виконані з негорючих матеріалів і розділені на протипожежні ділянки довжиною не більше 150 м.

Виробничі приміщення категорії В оснащуються такими переносними вогнегасниками: 2 вогнегасники ВПП-10, 2 вогнегасники ВП-10-01 АВС(Е) та 2 вогнегасники ВВ-8.

Виробничі приміщення категорій Д повинні бути обладнані 2 переносними вогнегасниками типу ВПП-10 і 2 вогнегасниками ВП-10-01.

Первинні установки пожежогасіння встановлюються на пожежних щитах у виробничих приміщеннях. Повний комплект засобів пожежогасіння включає 6 вогнегасників, ящик з піском об'ємом 0,1 м<sup>3</sup>, покривало з негорючого матеріалу розміром 2 м х 2 м, 2 лопати, 2 ломы, 2 сокири та 3 гаки.



## ВИСНОВКИ

В кваліфікаційній роботі було проведено аналіз технології виробництва агломерату з точки зору забруднення навколишнього природного середовища. Проаналізовані джерела викидів, наведена їхня фізико-хімічна характеристика. В другому розділі проаналізовані відомі системи газоочищення в агломераційному виробництві, обґрунтовано вибір сухого очищення технологічних газів з подальшим знешкодженням оксиду сірки(IV), що міститься в відхідних газах.

За розрахунками обрано для очищення газу від пилу, на першій ступені, рукавний фільтр типу ФРІР -5700. Далі запропоновано знешкоджувати оксид сірки(IV) у адсорбері за допомогою гідроксиду кальцію. Для очищення газів від сульфату кальцію, що утворився у твердому вигляді в результаті взаємодії гідроксиду кальція з оксидом сірки(IV), обрано та обраховано рукавний фільтр типу ФРІР-4500. В другому розділі обрахована аеродинаміка газового тракту та підібрано експаустер типу KBZ125-630015-01.

У розділі «Охорона праці та техногенна безпека» проведено аналіз основних шкідливих і небезпечних факторів виробничого середовища в агломераційному цеху та запропоновано заходи з поліпшення умов праці, електробезпеки та пожежобезпеки.

## ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ

1. Аглодоменне виробництво. URL: <http://energostal.kharkov.ua/ua/sferyi-deyatelnosti/gornimetal/aglodomennoe-proizvodstvo> (дата звернення 30.04.2023)
2. Агломераційне виробництво, технологія отримання агломерату, вибір обладнання для агломерації. URL: <https://ua.waykun.com/articles/aglomeracijne-virobnictvo-tehnologija-otrimannja.php> (дата звернення 30.04.2023).
3. Конспект лекцій з дисципліни «Пилеуловлювання та очищення промислових викидів» для студентів за напрямом 6.050601 – Теплоенергетика денної форми навчання / О.Л. Глущенко. Дніпродзержинськ : ДДТУ, 2012. 111 с.
4. Очищення технологічних газів агломераційного виробництва / Є. А. Манідіна, В. Г. Рижков, В. С. Манідін. *Металургія*. 2016. Вип. 1. С. 96-99.
5. Грес Л. П., Єрємін О. О., Каракаш Є. О., Радченко Ю. М. Екологічні аспекти металургійних технологій (1 ч.) : навч. посібник. Дніпро : Україн. держ. ун-т науки і технол., 2022. 106 с.
6. Методи захисту атмосфери : конспект лекцій. Одеса : ОДЕКУ, 2019. 89 с.
7. Очищення газів від діоксиду сірки. URL: [https://pidru4niki.com/1098120541658/ekologiya/ochischennya\\_gaziv\\_vid\\_dioksi\\_du\\_sirki](https://pidru4niki.com/1098120541658/ekologiya/ochischennya_gaziv_vid_dioksi_du_sirki) (дата звернення 10.05.2023).
8. Манідіна Є.А., Смотраєв Р.В., Троїцька О.О., Беренда Н.В. Технологія очищення промислових газових викидів від сульфуру (IV) оксиду (SO<sub>2</sub>) розчинами сполук заліза (II, III). *Теорія і практика металургії*. Вип. 3. 2018. С. 33-36.
9. Рукавний фільтр - Лазарев В.А. Веб-сайт. URL: <https://findpatent.ru/patent/223/2233697.html> (дата звернення: 1.05.2023).
10. Теоретичний аналіз хемосорбції сульфуру(IV) оксиду. Обґрунтування вибору ефективного масообмінного апарата / В.Т. Яворський,

А.Б. Гелеш, І.Є. Яворський, Я.А. Калимон. *Восточно-Европейский журнал передовых технологий*. 2016. № 6(79). С. 32-40.

11. Очищення димових газів від сірчистих речовин. URL : [http://ni.biz.ua/5/5\\_8/5\\_8953\\_ochistka-dimovih-gazov-ot-sernistih-veshchestv.html](http://ni.biz.ua/5/5_8/5_8953_ochistka-dimovih-gazov-ot-sernistih-veshchestv.html).

12. Жидецький, В.Ц. Основи охорони праці : +CD-ROM : підручник для ВНЗ: [затв. М-вом освіти і науки, молоді та спорту України]. Київ: Знання, 2010. 373 с.

13. Геврик, Є.О. Охорона праці: навч. посібник для внз: [рек. М-вом освіти і науки України]. Київ: Ельга, Ніка-Центр, 2004. 279 с.

14. Кожемякін Г.Б. Теоретичні основи та техніка захисту повітряного басейну: метод. вказівки до виконання курсового проекту та лабораторних робіт для студ. ЗДІА напряму 6.040106 "Екологія, охорона навкол. середовища та збалансоване природокористування". Запоріжжя : ЗДІА, 2011. 115 с.