

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

Кафедра прикладної механіки та аеросили машин
 (повна назва кафедри)

Кваліфікаційна робота /проект

Магістр
 (рівень вищої освіти)

на тему Проект системи отримання механічної енергії
завдяки атомарній енергії виробництва з утилізацією
випущених продуктів

Виконав: студент(ка) 2 курсу, групи 8.1830
 спеціальності 183. Технічної механіки
машинобудівного середовища

(код і назва спеціальності)

освітньої програми Технічної механіки
машинобудівного середовища

(назва освітньої програми)

спеціалізації _____

(код і назва спеціалізації)

І.С. Овручова

(ініціали та прізвище)

Керівник зав.кадр. деп. к.т.н. Нечитайко Т.Б.

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

Рецензент доц. к.т.н. доц. Буланчук В.Р.

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

м. Запоріжжя

2011

6 Консультанти розділів роботи

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
1	зав.каф. Кожемякін Г.Б.		
2	зав.каф. Кожемякін Г.Б.		
3	зав.каф. Кожемякін Г.Б.		
4	зав.каф. Кожемякін Г.Б.		

7 Дата видачі завдання 02.09.2021

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів кваліфікаційної роботи	Строк виконання етапів роботи	Примітка
	Загальна частина	09.2021-10.2021	
	Спеціальна частина	10.2021-11.2021	
	Охорона праці	11.2021	
	Організаційно-економічна частина	11.2021	
	Креслення	12.2021	

Студент Огурцова І.С.
(підпис) (ініціали та прізвище)Керівник роботи (проекту) Кожемякін Г.Б.
(підпис) (ініціали та прізвище)

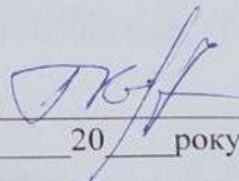
Нормоконтроль пройдено

Нормоконтролер Рижков В.Г.
(підпис) (ініціали та прізвище)

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

Кафедра прикладної екології та охорони праці
Рівень вищої освіти магістерський
Спеціальність 183 Технології захисту навколишнього середовища
(код та назва)
Освітня програма 183 Технології захисту навколишнього середовища
(код та назва)
Спеціалізація _____
(код та назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри 
« _____ » _____ 20 _____ року

ЗАВДАННЯ
НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ/ПРОЕКТ СТУДЕНТОВІ (СТУДЕНТЦІ)

Огурцовій Іванні Сергіївні

(прізвище, ім'я, по батькові)

- Тема роботи (проекту) Проект системи очищення технологічних газів агломераційного виробництва з утилізацією вловлених продуктів
керівник роботи доц., к.т.н. Кожемякін Геннадій Борисович,
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)
затверджені наказом ЗНУ від « 30 » червня 2021 року № 975-С
- Строк подання студентом роботи 1 грудня 2021р
- Вихідні дані до роботи Витрата технологічних газів - 220 тис нм³/год, Початковий вміст пилу - 5,0 г/м³, Температура газів - 200°С, вміст SO₂ - 0.2%.
- Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) Технологія виробництва агломерату. Джерела утворення технологічних газів агломераційного виробництва. Обґрунтування способу очистки технологічних газів. Розрахунок споруджень ситем очистки технологічних газів. Охорона праці. Техніко-економічне обґрунтування
- Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень) План цеху. Розріз цеху. Технологічна схема очистки газів. План та розріз газоочистки. Креслення основних апаратів схеми очистки. Інженерна розробка заходів з охорони праці. Основні техніко-економічні показники

РЕФЕРАТ

89 с., 18 табл., 11 рис., 31 джерел.

Пояснювальна записка до кваліфікаційного проекту магістра

АГЛОМЕРАЦІЙНА МАШИНА, ТЕХНОЛОГІЧНИЙ ГАЗ, ОКСИД СІРКИ (IV), ЕЛЕКТРОФІЛЬТР, РУКАВНИЙ ФІЛЬТР, СКРУБЕР

Предмет кваліфікаційного проекту – система очищення газів, що відходять від агломераційних машин.

Мета кваліфікаційного проекту – на основі умов роботи агломераційного виробництва, показників кількісної та якісної характеристики викидів, зробити аналіз та обрати, обґрунтувати та розрахувати кращий варіант з існуючих схем очистки агломераційних газів

У загальній частині розглянуто необхідність агломерації пилюватих залізородних матеріалів, розглянуто теоретичні основи існуючих технологій процесу агломерації пилюватих руд, дана загальна характеристика технологічних викидів.

У спеціальній частині було обрано спосіб очищення технологічного газу, наведено розрахунки проєктованого газоочищення, ефективності роботи апаратів, виконано вибір і розрахунок газодуттєвого обладнання, розглянуто спосіб утилізації уловленого пилю.

У розділі охорони праці приведена характеристика шкідливих та небезпечних факторів на території агломераційного цеху, розроблені заходи щодо поліпшення умов праці робітників даного виробництва.

У організаційно-економічній частині було розраховано термін окупності запропонованої схеми.

ЗМІСТ

ВСТУП	7
1 ЗАГАЛЬНА ЧАСТИНА.....	8
1.1 Технологія агломераційного виробництва	9
1.1.1 Схема агломераційного виробництва	9
1.1.2 Сировинні матеріали.....	11
1.1.3 Підготовка шихти.....	12
1.1.4 Спікання шихти	13
1.1.5 Конструкція агломераційної машини	19
1.2.1 Характеристика пилогазових викидів агломераційного процесу.....	21
1.2.2 Утворення вуглецю в агломераційних газах	23
1.2.3 Утворення сульфур (IV) оксиду в агломераційних газах	24
1.3 Системи збору та відведення технологічних газів агломашин	26
1.4 Схеми очищення агломераційних газів від пилу.....	27
1.5 Очищення агломераційних газів від сульфур (IV) оксиду	29
1.5.2 Очищення газів вапном	31
1.5.3 Циклічні методи	33
1.6 Рециркуляція газів.....	37
1.7 Обґрунтування системи очищення агломераційних газів	39
2 СПЕЦІАЛЬНА ЧАСТИНА.....	42
2.1 Розрахунок газового тракту:	43
2.2 Розрахунок електрофільтру (першої ступені очищення).....	44
2.3 Підбір агрегату живлення.....	48
2.4 Розрахунок скрубера.....	49
2.5 Розрахунок рукавного фільтра (другої ступені очищення)	53
2.6 Підбір димотяга	56
2.7 Розрахунок димової труби	57
3 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ТЕХНОГЕННА БЕЗПЕКА	60
3.1 Характеристика потенційних небезпечних та шкідливих виробничих факторів	60
3.2 Заходи з поліпшення умов праці. Виробнича санітарія.....	62
3.4 Пожежна безпека.....	67

3.5 Розрахунок часу евакуації зі спікального відділення.....	68
4 ОРГАНІЗАЦІЙНО - ЕКОНОМІЧНА ЧАСТИНА.....	71
4.1 Організація роботи на ділянці очищення газів	71
4.2 Планування виробничої програми	72
4.3 Розрахунок штатної чисельності та фонду оплати праці основних робітників.....	75
ВИСНОВКИ.....	86
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	87

ВСТУП

Захист навколишнього середовища від шкідливих викидів промислових підприємств є актуальною проблемою сьогодення.

Агломераційне виробництво є одним з основних джерел забруднення повітряного басейну. Приблизна величина щорічних шкідливих викидів становить від загальних викидів підприємства, %: SO₂ – 47; CO – 55; NO_x – 21; пилу – 17 [1].

Пилоутворення в агломераційному виробництві починається з моменту надходження сирих матеріалів на завод, та подальших етапах виробництва: під час вивантаження їх, перевантаження і транспортуванні, підготовці шихти або окатишів до спікання.

Забезпечення максимальної продуктивності агломераційних машин і заданої якості агломерату – основне завдання агломерації. Агломераційний цех є найбруднішим цехом в металургійному виробництві. Тому дуже важливо забезпечити максимально ефективне очищення викидів цього цеху.

Безперервне зростання виробництва агломерату, підвищення вимог до його якості та підвищення вимог до зменшення викидів від металургійного виробництва, створили умови для широкого впровадження систем очищення викидів в навколишнє середовище та зменшення кількості шкідливих речовин в них. Для розв'язання вищенаведеної мети проекту необхідно вирішити наступні завдання:

- провести аналіз технології отримання агломерату з точки зору утворення газоподібних викидів;
- проаналізувати існуючі схеми очищення агломераційних газів від пилу;
- теоретично обґрунтувати спосіб очищення агломераційного газу від сульфур (IV) оксиду;
- розрахувати основні апарати системи очищення;
- теоретично обґрунтувати економічну доцільність запроєктованої системи очищення агломераційних газів.

1 ЗАГАЛЬНА ЧАСТИНА

При видобутку залізних і марганцевих руд утворюється багато дрібних часток. Завантаження із пристрою рудної дрібниці або концентрату в доменні печі не практикується і не може бути рекомендована з наступних причин.

Шихта, завантажена на колошник доменної печі, безперервно опускається, проходячи всю висоту її робочого простору (28-34 м) в середньому за 5-6 годин. Поступово перетворюючись в шлак, чавун і газ, назустріч шихті рухаються пічні гази - продукти горіння коксу у фурм доменної печі і газоподібні продукти ряду складних реакцій, що відбуваються в нижніх горизонтах печі. Потік газів виносить з печі частки шихти, розміри яких не перевищують 3-4 мм при роботі з підвищеним тиском газів.

Таким чином, при завантаженні значна частина дрібної руди виносить газом з печі і осідає потім в пиловловлювачах. Повне засвоєння дрібної шихти печами можливо тільки за умови її попереднього окускування.

При завантаженні дрібних руд в піч виніс пилу з газом є змінною величиною. Тому робота на дрібних рудах зазвичай пов'язана з різкими змінами нагріву доменних печей, з нестійким тепловим балансом плавки. Якщо, наприклад, кількість дрібниці в руді проти очікування зменшилася, то кількість руди, засвоєної піччю в одиницю часу, зростає, а витрата коксу, завантаження якого в піч ведеться автоматично, залишається колишнім. Це призводить до різкого похолодання печі. Щоб не допустити аварійного охолодження її, при дрібних рудах працюють з надлишком коксу шихти, для чого піч перегрівають. Робота на дрібній шихті веде, отже, до систематичного перевитрати дефіцитного і дорогого коксу [4].

Незважаючи на великий винос, частина пилоподібних складових руди все ж засвоюється піччю. Опір будь-якого каналу проходу тим більше, чим

менше його діаметр і чим більше його довжина. Зрозуміло, що газопроникність шару рудної пилу виявляється тому особливо низькою, а втрати напору на подолання опору такого шару проходу газів досягають в цьому випадку найвищих значень. У суміші з відносно більшої рудою дрібниця також несприятливо впливає на сумарну газопроникність стовпа шихти в печі, тому що дрібні шматочки розташовуються в порожнинах між великими і ускладнюють прохід газів.

При роботі печі на дрібній шихті значно зростає тиск дуття на фурмах і втрати напору дуття в стовпі шихти. Це призводить до уповільнення опускання шихти або до повної зупинки руху шихти в печі (підвисання шихти). Додаткові ускладнення створює прагнення газів проходити через стовп шихтових матеріалів переважно на ділянках з найменшим аеродинамічним опором, де переважають відносно великі шматки руди і кокс. Створюється положення, при якому значна частина дрібної шихти слабо обробляється газами. У той же час ступінь використання хімічної і теплової енергії газу виявляється незадовільною. У багатьох випадках при роботі на дрібній шихті газ прориває стовп шихти в одному або декількох місцях, в які утворилися «канали» спрямовується весь пічний газ. У цих умовах не може бути й мови про нормальну експлуатацію печей, про високопродуктивної і економічної роботи доменних цехів [3]

Попереднє комкування трудної дрібниці, колошникового пилу і концентратів усуне більшу частину перерахованих труднощів. Економія коксу і збільшення виплавки чавуну компенсує капітальні та експлуатаційні витрати на будівництво фабрик окускування рудної сировини [5].

1.1 Технологія агломераційного виробництва

1.1.1 Схема агломераційного виробництва

Спрощену схему процесу агломерації наведено на рисунку 1.1.

Шихта з рудного двору надходить в прийомні бункера 1, звідки в певному співвідношенні з транспортних конвеєрів 2 і 4 вона подається в первинний барабан-окумковувач 5, де відбувається її змішування, зволоження і окускування. З бункера 3 в змішувач надходить зворот, який виділяється при сортуванні агломерату після спікання або, того що скопився під бункерами доменного цеху. Дрібні зволожені частки шихти при перемішуванні укрупнюються, утворюючи грудочки; шихта стає зернистою і пухкої, що підвищує її газопроникність. Усереднена шихта з змішувача завантажується в бункер 6 і транспортером 7 у певному співвідношенні з коксиком, що надходять з бункера 8, подається у вторинний барабан-окумковувач 9 [2].

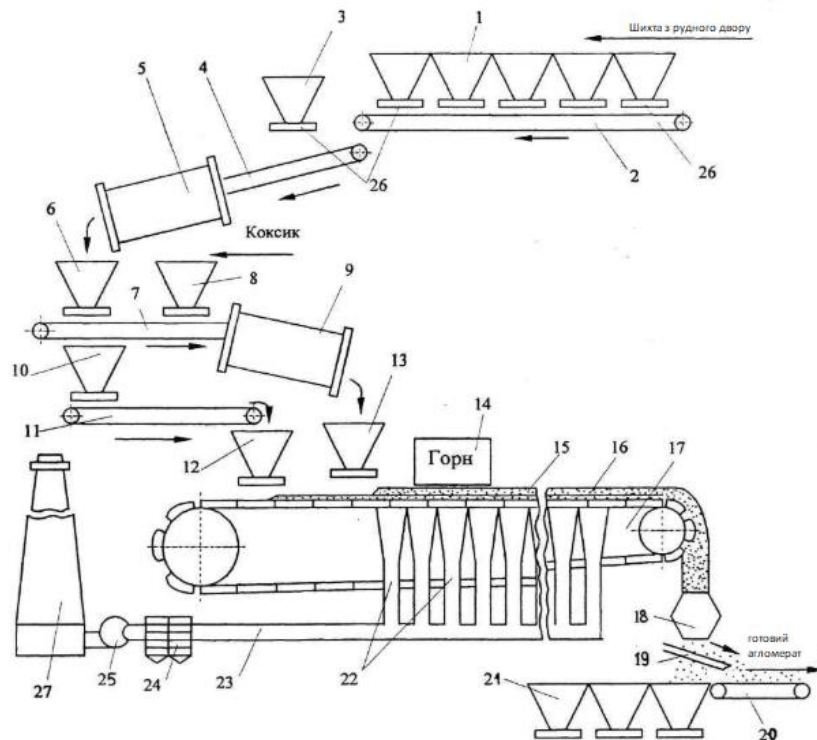


Рисунок 1.1 – Спрощена схема процесу агломерації

Дозування здійснюється встановленням необхідних витрат компонентів шихти, які видаються на збірний транспортер 2 живильниками 26 з відповідних бункерів. Для видачі матеріалів з бункерів застосовують в основному тарілчасті і вібраційні живильники.

Підготовлену шихту 15 з проміжного бункера 13 рівномірно і безперервно подають системою завантаження на агломашину 17 і укладають на нескінченну рухому ланцюг колосникових візків (палет), попередньо помістивши на них ліжко 16, яка надходить з приймального 10 і проміжного 12 бункерів по транспортеру 11.

Запалювання шару шихти, завантаженої на аглострічку, проводиться при проходженні шару під запальним горним 14 в результаті згорання в ньому палива. У міру руху візків до хвостовій частині машини горіння коксика з верхнього шару поширюється в нижні шари; цьому сприяє розміщення під візками вакуум-камер 22, в яких за допомогою екстаустера 25 створюється розрідження до 10000 Па.

Готовий агломерат скидають наприкінці машини з візків, дроблять за допомогою дробарок 18, піддають відсіюють на грохотах 19, охолоджують і відправляють по транспортеру 20 в доменний цех. Дрібницю, яка не спіклася, (повернення) поміщають в прийомні бункера 21 і повертають для повторного спікання (в бункер 10) в якості добавки до шихти.

Відпрацьовані гази і повітря з вакуум-камер по колектору 23 надходять на очистку в циклони 24 і видаляються екстаустером 25 через трубу 27 [4].

Процес спікання агломерату супроводжується значним виділенням газу, що утворюється в результаті вигорання вуглецю і сірки, що містяться в шихті[5]

1.1.2 Сировинні матеріали

Залізорудна частина агломашини складається з:

- концентрату мокрого магнітного збагачення кварцитів з вмістом заліза до 63%;
- аглоруда з вмістом заліза до 61%;
- аглоруда з вмістом заліза до 53%;

- колосниковий пил з пиловловлювачів доменного цеху з вмістом заліза до 44%.

В якості палива застосовуються:

- коксовий відсів фракції 10-20;
- антрацитовий штиб з вмістом золи не більше 15%.

В агломераційну шихту вводиться:

- вапняк звичайний, з вмістом CaO не менше 53,5%;
- вапно шихтних печей вапнякової ділянки (розмір шматків до 100 мм) подається вагонами на рудний двір;
- вапно, що отримується в цеху від машин КМ - 14 і печей ОПР - 1,2 фракцій 3-15 мм і з вмістом CaO не менше 75% подається в шихту безпосередньо від розвантажувальних точок в шихтовом відділенні.

До складу агломераційної шихти входять шлам мартенівських і доменних газоочисток, окалина з оборотних циклів прокатних цехів. Витрата шихти по агломераційному цеху наведена в таблиці 1.1.

Таблиця 1.1 – Витрата шихти по аглоцеху на тону агломерату

Найменування компоненту	Витрата, кг/т
Рудний концентрат	517,9
Руда	258,8
Вапняк	160,3
Вапно рудного двору	23,8
Шлам і пил ГОУ	47,2
Окалина	11,8
Паливо	8,8
Разом	1028,6

1.1.3 Підготовка шихти

Усереднення кожного компонента за хімічним та гранулометричним складом, вапнування вологих складових шихти, дроблення флюсів та руди до оптимальних розмірів, точне дозування компонентів шихти мають значний вплив на показники якості агломерату. Успішний перебіг процесу спікання вимагає, крім того, оптимального укладання гранульованої шихти в шар. У промислових умовах близька до оптимального завантаження

шихти на спікальні візки (палети) агломашин досягається за допомогою спеціального пристрою. Такий пристрій забезпечує задану висоту шару, що формується, і потрібний розподіл гранул шихти різної крупності по висоті і ширині шарового завантаження.

Окускування аглошихти є завершальною операцією циклу її підготовки перед завантаженням на агломашини і вважається однією з найважливіших, тому що від газопроникності шару, що спікається, значною мірою залежать основні показники агломерації – продуктивність, енергоємність процесу, міцність та інші характеристики готового продукту – агломерату.

Таким чином, окускування залізорудної сировини приведе до:

- зменшення виносу газовим потоком дрібних фракцій руди з доменної печі;
- підвищення газопроникності стовпа шихтових матеріалів;
- поліпшення використання теплової енергії і відновної здатності газового потоку;
- поліпшення протікання процесів відновлення, шлакоутворення і переходу сірки в шлак 3.[5]

1.1.4 Спікання шихти

Агломерацією називають процес спікання дрібних руд і концентратів шляхом спалювання палива в шарі матеріалу, який спікається або підведення високотемпературного тепла ззовні. Метою агломерації є покращення металургійних властивостей сировини внаслідок його окускування, введення флюсу та інших корисних добавок, а в деяких випадках і видалення шкідливих домішок.

Процес агломерації методом просочування відбувається шляхом змішування і зволоження (вміст води 7-8%) руди або концентрату з добавлянням подрібненого коксу, антрациту.

На попередньо покладений шар агломерату, так званого «ліжка» викладають висотою 200-400 мм рівним шаром шихту на колосникові грати спікальних візків. Під гратами за допомогою ексгаустера створюється розрідження 700-1000 мм. вод. ст., в результаті якого через шихту з поверхні просочується зовнішнє повітря.

Для початку процесу спікання шихта з поверхні нагрівається спеціальним пристроєм – горном, до 1200-1300 °С, після чого пальне шихти запалюється і горить за рахунок атмосферного повітря, яке просмоктується. Найважливішою особливістю агломераційного процесу є та обставина, що в кожен момент горить кокс тільки у вузькому по висоті шарі шихти (зазвичай не більше 40 мм). Всі частинки палива, розташовані нижче, ще не нагріті до температури початку інтенсивного горіння (700⁰С) або не отримують достатньо кисню зверху. У міру вигорання вуглецю зона горіння палива поступово переміщається вниз, проходячи всю висоту шару агломерату за 12-15 хв. Процес спікання в шарі відбувається з освітою пересувних зон, що розрізняються фізико-хімічними процесами, які протікають в них [6].

Схему наведено на рис. 1.2.



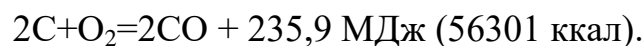
Рисунок 1.2 – Схема процесу спікання

Першим пунктом при агломерації руд і концентратів є запалювання, де відбувається нагрів поверхневого шару шихти до температури початку горіння частинок твердого палива. На практиці це приблизно 1200 °С і вище. Іншою умовою успішного запалювання і стійкого горіння палива є наявність в горнових газах достатньої кількості вільного кисню. Тривалість запалювання на аглофабриках знаходиться в межах від 0,5- 2 хв.

Для забезпечення нормального перебігу процесу спікання газу, що утворюються в запальному горні, повинні встигати пройти через шар шихти, тобто кожної інтенсивності запалювання повинно відповідати певний розрідження під колосниками візків. Якщо розрідження менше, ніж потрібно, то частина горнових газів «вибивається» з-під горна, при надмірно високому розрідженні в зону запалювання засмоктується зовнішнє повітря [5].

Зазвичай в якості палива в запалювальних горнах використовуються природний (П), коксовий (К) і доменний (Д) газу в різних співвідношеннях, при відсутності газів застосовують мазут.

Потім починається процес горіння палива в шарі. Горіння твердого палива шихти йде по реакціях:



При виділення тепла за даних реакцій нагріває шихту до 1200-1400°С.

При опусканні зони горіння відбувається підвищення температури в результаті регенерації тепла: нагрів повітря по мірі опускання зони горіння. Горіння палива протікає в двох режимах. При 600-900°С здійснюється кінематичний тип горіння вуглецю, коли протікання хімічної реакції мала в порівнянні зі швидкістю дифузії кисню всередину зерна, а продуктів окислення до його периферії.

У цей період вуглець окислюється повільно, без видимого ефекту — світла і полум'я.

При цьому реакція відбувається по всій внутрішній поверхні шматочка палива, а швидкість кисневого потоку не впливає на швидкість горіння палива.

Екзотермічний процес окислення вуглецю призводить до нагрівання середовища і особливо в глибині шару агломераційної шихти, де відсутні зовнішні тепловтрати.

При збільшенні температури нагрівання палива більше 900 °С призводить до самозаймання, викликає скачок від окислення до горіння і різке підвищення швидкості хімічної реакції. Самозаймання палива означає перехід горіння з кінетичного режиму в дифузний, коли швидкість доставки кисню до вуглецю обмежує швидкість реагування. Високотемпературне горіння супроводжується видимим ефектом (дає світло і полум'я), швидкість його різко зростає з підвищення температури, збільшенням кінематичної енергії, кількості та тиску кисню. Але при температурі до 1200 °С в разі спалювання великого коксу проявляється і кінематичний характер його горіння.

При низьких температурах горіння спостерігається переважно виділення CO_2 , при високих CO . Для агломераційного процесу характерним є повне освоєння тепла вузької по висоті зони нижчих шарів шихти, що при відносно великій швидкості просочування повітря (газів) виключає можливість догорання CO (ця реакція може починатися тільки при 700⁰С, а також протікання реакції $\text{CO}_2 + \text{C} = 2\text{CO}$. Таким чином, походження продуктів згоряння в газах, які відсмоктуються при агломерації завжди первинне.

Швидкість фільтрації повітря залежить від фізичного стану шару шихти і від зовнішніх впливів на нього, а швидкість горіння будь-якого виду палива залежить при всіх інших рівних умовах від його реакційної здатності.

Реакційна здатність твердого палива характеризує хімічну активність його по відношенню до кисню повітря, чистого кисню, двоокису вуглецю і

водяної пари, а також до інших окислювачів. Реакція взаємодії вуглецю палива з газовими реагентами відбувається на поверхні палива, тому на швидкість реакції істотно впливає величина реакує поверхні. Не менш важливим фактором є також розмір і об'єм пор палива. Зразки палива з відносно великою часткою пір більш здатні до реакції, ніж зразки щільного, дрібнопористого палива. Реакційна здатність палива в агломерації залежить тільки від ступеня помелу й щільності. Так, з двох видів палива, мають однаковий ступінь помелу, більшою реакційною здатністю володіє той, насипна маса якого менше.

Відхилення помелу від оптимальної величини призводить до зниження механічної міцності агломерату, що пояснюється наступними причинами. Введення в шихту великого палива призводить до роз'єднання вогнищ горіння, в результаті в готовому агломераті спостерігається оплавлені ділянки не запеченої шихти. Занадто подрібнене паливо, володіючи високою реакційною здатністю, згоряє з високою швидкістю, набагато перевищує швидкість розплавлення матеріалу. Таким чином, оптимальна крупність подрібнення палива для агломераційної шихти, що містить в залізородній частині 100% руди, повинна бути близько 2 мм.

У зоні горіння палива відбуваються основні фізико-хімічні процеси агломерації.

Після зони горіння іде зона підігріву шихти. При температурі близько 700°C відбувається займання твердого палива шихти

У зоні підігріву шихти відбуваються розкладання гідратів окису, випаровування вологи шихти, часткове відновлення вищих оксидів до нижчих і розкладання маломіцних вуглекислих солей. У цій зоні можуть протікати і реакції між твердими фазами. Випаровування вологи відбувається в шихті, нагрітої від 100 до 50-60 ° С (температура точки роси). Волога, що бере участь в процесі, сприяє окускуванню шихти і тим самим покращує її газопроникність. Присутність вологи в шихті різко посилює теплопередачу від газу до шихті і внаслідок цього концентрує

тепло в невеликому по висоті шарі, що і визначає можливість отримання в зоні спікання високих температур при порівняно невеликому питомій витраті палива [6]

У процесі агломерації відбувається перерозподіл вологи, що обумовлює існування двох зон – сушки і перезволоження. Тільки в самому початку спікання температура в шарі сирі шихти становить 15-20 ° С. Початковий газ охолоджується холодною шихтою нижче точки роси, що призводить до конденсації надлишкової вологи і перезволоження шихти. Конденсація вологи супроводжується виділенням значної кількості тепла, в результаті цих теплом нагрівається спочатку зона, що примикає до зони сушіння, а потім поступово все нижні шари аж до колосникових грат. Підвищення температури в зоні сирі шихти до точки роси припиняє конденсацію парів. Так як температура всіх зон сирі шихти вже через 2-3 хв підвищується до 50-52 ° С, то практично будь-яка конденсація вологи повинна припинитися і вся випаровується в зоні сушки волога повинна йти з газами, що відходять.

Виникнення зони перезволоження призводить до погіршення газонепроникності в результаті руйнування гранул шихти під впливом надмірної вологи. Уникнути зони перезволоження можна шляхом попереднього підігріву шихту до температур вище точки роси.

Шар готового агломерату, який охолоджується повітрям, утворюється у міру вигорання палива і переміщення всіх зон зверху вниз у верхній частині шихти.

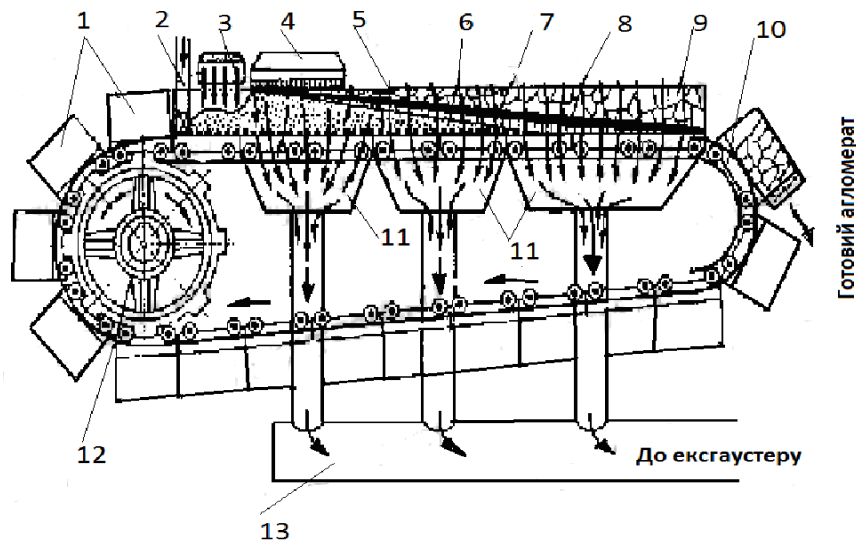
У процесі спікання розрідження зменшується за рахунок збільшення пористості агломерату. У зоні горіння, через що утворилася рідка фаза з розплаву флюсів і частинок руди, яка має погану газопроникність, виникає найвище розрідження. При збільшенні висоти шару агломерату зменшується швидкість його охолодження. Внаслідок того, що агломерат сходить з палет гарячим, тим самим зменшуючи температурну напругу,

забезпечує міцність агломерату. Фракції 10...15 мм направляються знову на агломераційну стрічку як постіль.

Зниження температури відхідних газів вказує про майже повне вигорання вуглецю шихти і розцінюється як сигнал про припинення процесу спікання. Далі відбувається охолодження готового агломерату просочуванням повітрям по всій висоті шару [7]

1.1.5 Конструкція агломераційної машини

Стрічкова агломераційна машина являє собою замкнений ланцюг спікальних візків - палет, що рухаються і переміщуються по рейках верхньої горизонтальної робочої гілки машини під дією зірочок 12 приводу, а по рейках нижньої похилої ($2 - 3^\circ$) холостої гілки агломашини в переверненому положенні під дією горизонтальної складової власної ваги (рис.1.3).



1 – спікальні візки-палети; 2 – укладальник постелі; 3 – човниковий живильник стрічки шихтою; 4 – газовий запальний горн; 5 – постіль; 6 – зона сирої шихти; 7 – зона сушіння й підігріву шихти; 8 – зона горіння твердого палива; 9 – зона готового агломерату; 10 – розвантажувальний кінець машини; 11 – вакуум-камери; 12 – провідна зірочка приводу стрічки; 13 – збірний газопровід

Рисунок 1.3 – Схема агломераційної машини стрічкового типу

Захоплення палет з холостої гілки і транспортування їх на верхню робочу гілку агломашини також здійснюються за допомогою зірочок приводу. На сталевій рамі кожної палети монтується три ряди колосників. Таким чином, палета являє собою колосникові ґрати, що рухаються.

Спікальні візки рухаються по робочій гілці агломераційної машини одна за іншою без розривів або зазорів. Вибивання повітря між візками у вакуум-камери виключається

Захоплення палет з холостої гілки і транспортування їх на верхню робочу гілку агломашини також здійснюються за допомогою зірочок приводу. На сталевій рамі кожної палети монтується три ряди колосників. Таким чином, палета являє собою колосникові ґрати, що рухаються.

Агломераційні машини можуть працювати в двох режимах: без охолодження агломерату на стрічці машини і з охолодженням агломерату повітрям в хвостовій частині машини.

1.2 Джерела забруднення агломераційного виробництва

Основна доля забруднень атмосферного повітря в чорній металургії доводиться на агломераційне виробництво.

Джерелами забруднення повітряного басейну є агломераційні стрічки, барабанні та чашеві охолоджувачі агломерату, вузли пересипки, транспортування, сортування агломерату та компонентів, які входять до складу шихти для приготування агломерату. Пиловиділення відбуваються на агломераційних машинах, в охолоджувачах агломерату, аспіраційних джерелах дробилок, грохотів та бункерах погрузки агломерату. Сумарне виділення пилу складає більш ніж 11 кг на 1 т агломерату. [8]

Викиди від агломераційного виробництва шкідливих речовин в атмосферне повітря поділяються на технологічні, які утворюються у процесі спікання агломераційної шихти і охолодження агломерату, та

неорганізовані, які утворюються у процесі дроблення шихтових матеріалів і агломерату, їх грохочення та перевантаження в процесі транспортування.

У процесі агломерації залізних руд в атмосферу викидається велика кількість технологічних газів, що містять агломераційний пил, окиси азоту, оксиди вуглецю, а при агломерації сірчистих руд – сірчистий ангідрид [9,10,11].

Агломераційні фабрики забруднюють атмосферу, головним чином, пилом й окисом вуглецю, а при агломерації сірчистих руд – сірчистим ангідридом. Одна агломераційна машина виділяє більш 5000 т. SO₂ на рік. На агломераційній фабриці разом з газами, що відходять, виноситься в атмосферу у виді пилу 6 – 8% виробленого агломерату, що складає 4 – 13 г/м³.

Джерелами неорганізованих викидів на аглофабриці є хвостова частина агломашин і місця завантаження агломерату в хопери, а також прийомні бункери руди і колошникового пилу, конвеєри і перевантажувальні вузли в відділенні підготовки шихти. [12]

1.2.1 Характеристика пилогазових викидів агломераційного процесу

Характеристика шкідливих викидів від неорганізованих джерел наведена в табл. 1.2.

Таблиця 1.2 – Неорганізовані викиди цеху агломерації

Джерела викидів	Кількість	Викид шкідливих речовин		
		Назва	г/сек	т/год
Хвостова частина агломашини і місця погрузки агломерату в хопери	6	пил	50,5	1560
Прийомні бункери руди	16	пил	7,59	240
Прийомні бункери колошникового пилу	12	пил	7,59	240
Конвеєри, розвантажувальні вузли шихтового відділення.	1	пил	7,59	240
Рудний двір	1	пил	7,05	222,9
Разом			80,32	2502,9

До організованих викидів в аглоцехах відносяться аспіраційні викиди відділень дроблення коксу і вапна, технологічні викиди від печей випалу вапняку і від спікальних відділень агломашин [12]

Агломераційні машини можуть працювати у двох режимах: без охолодження агломерату на стрічці і з охолодженням агломерату за допомогою прососа повітря в хвостовій частині машини. На агломашинах, які працюють у режимі з охолодженням агломерату, вихід газу із зони охолодження на 15...20% вище, ніж із зони спікання (на 1 м² стрічки) [13]

Хімічний склад аглогазів й агломераційного пилу представлений в таблицях 1.3 і 1.4

Таблиця 1.3 – Хімічний склад аглогазів %:

CO ₂	O ₂	CO	SO ₂	No _x
3,5-5,5	13-17	0,1-0,4	0,09-0,1	0,01

При агломерації шихти утворюється велика кількість пилу внаслідок просмоктування шихтової газової суміші через колосникову решітку, розтріскування агломерату при русі і вібрації конвеєра, а також при скиданні агломерату. Кількість пилу змінюється за довжиною агломераційної стрічки. У першій половині стрічки кількість її невелика, що обумовлено підвищеною вологістю шихти, і, відповідно, її низькою газопроникністю. У другій половині стрічки після висихання шихти її газопроникність підвищується, і потік повітря, що проходить через шар агломерату, збільшується. Тут агломерат розширюється і розтріскується, зокрема і від вібрації ленти. Повітря, що проходить через тріщини, відриває найдрібніші частинки агломерату і у вигляді пилу забирає їх у газозбірник продуктів згоряння. Найбільше розтріскування і пиловиділення відбувається при скиданні агломерату зі стрічки конвеєра хвостової частини агломашини [1].

Питомий вихід пилу одну тонну агломерату сягає 50...60 кг. Однак, значна частина великих фракцій пилу осідає в колекторі машини і з газами,

що виходять з агломераційної машини, відноситься тільки від 8 до 21 кг [1].

Таблиця 1.4 – Хімічний склад агломераційного пилу, %

SiO₂	Al₂O₃	CaO	FeO	MnO	S	O
6,1	0,96	7,26	57,7	0,3	0,26	2,25

Дисперсний склад агломераційного пилу представлений в табл. 1.5.

Таблиця 1.5 – Дисперсний склад агломераційного пилу

Розміри часток, мкм	Вміст, %
1	2
0...4	1.2
4...10	11.9
10...25	23.3
25...40	16.2
40...100	20.6
100...400	13.4
400...1000	8.1
Більше 1000	5.8

1.2.2 Утворення вуглецю в агломераційних газах

Спалювання вуглецю палива в шарі завжди супроводжується великими викидами СО (зазвичай становлять 25-30 кг/т агломерату). Кількість СО в технологічних аглогазах залежить від витрати та умов його спалювання в шихті, в середньому складає 12-15 г/м³ (або 34 кг/т агломерата).

Зі згаданих положень теорії горіння вуглецю впливає, що на співвідношення СО:СО₂ у продуктах горіння впливає, насамперед, температура та тиск у зоні горіння. Оскільки обидві реакції горіння вуглецю (повного - до СО₂ і часткового - до СО) протікають з виділенням тепла, то при підвищенні температури положення їхньої хімічної рівноваги зміщується вліво - в область сприятливих знижених температур.

Однак для реакції часткового окислення вуглецю буде менш значним, так як тепловий ефект цієї реакції втричі менше. Таким чином, з підвищенням температури створюються сприятливіші умови (температура і тиск) для реакції часткового горіння вуглецю до СО. Вплив змін тиску (розрідження) в зоні горіння можна знехтувати, оскільки вони малі в порівнянні з впливом інших, більш вагомих факторів.

Взагалі зробити кількісну оцінку впливу на викиди СО різних діючих одночасно і нерідко в протилежних напрямках факторів, є досить складним. Важливо тут лише виділити міру позитивного чи негативного впливу параметрів агломераційного процесу освіти СО.

Істотний вплив на концентрацію СО у газі, що відходить з шару, можуть надавати:

- концентрація пального вуглецю палива у шихті;
- середня крупність палива, вміст у ньому класів крупності менше ніж 0,5 мм і більше 3 мм;
- швидкість фільтрації газів та вміст у них вільного кисню;
- гранулометричний склад шихти, що спікається;
- ступінь розвитку вторинних реакцій відновлення CO_2 та догорання СО за відповідними схемами: $\text{CO}_2 + \text{C} = 2\text{CO}$ та $\text{CO} + 0,5\text{O}_2 = \text{CO}_2$;
- обсяги перебігу реакцій відновлення вищих оксидів заліза та дисоціації карбонатів агломераційної шихти.

1.2.3 Утворення сульфур (IV) оксиду в агломераційних газах

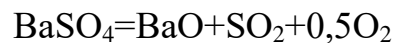
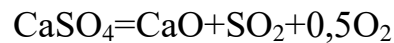
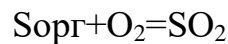
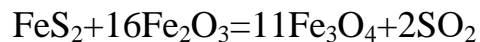
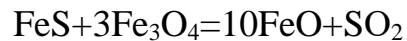
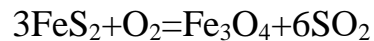
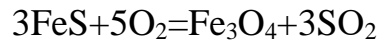
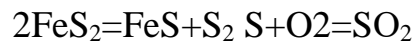
Сульфур (IV) оксиду є головним сірчистим та другим за масою газовим викидом після монооксиду вуглецю.

Кількість SO_2 в газах, що відходять коливається в широких межах: від 0,6 г/м³ до 8-18 г/м³.

Сульфур (IV) оксиду утворюється в результаті: взаємодії сульфідів заліза (FeS і FeS_2) з киснем газу, що просочується, і киснем вищих оксидів

заліза; окислення органічної сірки палива у зоні горіння; дисоціації сульфатних сполук CaSO_4 та BaSO_4 при температурах понад 1100°C .

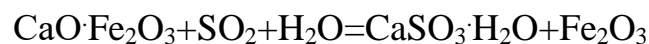
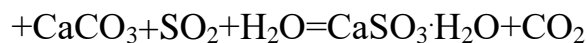
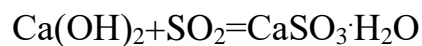
Основні хімічні реакції утворення SO_2 :



Сприяють процесам газифікації сульфідної сірки (утворення із сульфідів SO_2) знижена витрата палива на спікання, достатня подрібненість частинок шихти, підвищений вміст кисню в газовій фазі. Розкладання сульфатів з виділенням SO_2 краще протікає в умовах підвищених температур, нейтрального або відновного газового середовища, помірної кількості рідких фаз.

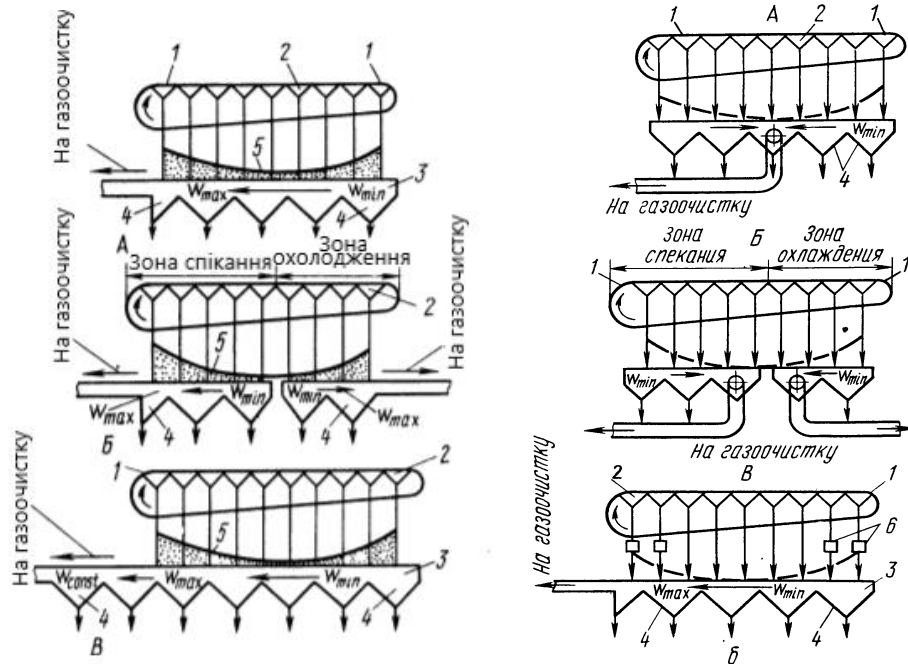
Загалом кількість викидів SO_2 залежить не так від розвитку згаданих реакцій, як від кількості внесених шихтою сірчистих сполук. Основну масу сірки вносить в агломераційну шихту тверде паливо - коксова дрібниця та антрацитовий штиб. Суміш цих палив у співвідношенні 50:50 може містити 1,4-1,5% сірки органічних сполук та 0,6-0,7% сірки сульфідів заліза та сульфатів. При витратах твердого палива 55 кг/т агломерату та рудно-флюсової частини шихти (аглоруди, концентрату, флюсів, відходів) – близько 1200 кг/т. загальний прихід сірки складе 1,56 кг/т агломерату, з них 1,16 кг/т (74,4%) належить паливу.

При агломерації офлюсованої шихти видаляється 92-95% сульфідної та 60-80% сульфатної сірки. У різних практичних оцінках сірчистим з'єднанням, що видаляється прийнято вважати одне, переважне - SO_2 . Видалення сірки з шару, який спікається, в атмосферу підвищує якість агломерату, особливо при агломерації сірчистих руд. Однак завдає величезної шкоди довкіллю. Тому необхідно обмеження викиду сірчистих сполук із шару. Тут можливе використання хімічного поглинання сірчистого ангідриду в реакціях з вапняком, вапном і феритами кальцію в зонах сирої та нагрітої шихти шару, що агломерується:



1.3 Системи збору та відведення технологічних газів агломашин

На аглофабриках найчастіше застосовуються наступні схеми збору та відводу технологічних газів від агломашин (рис. 1.4). З всіх розташованих по довжині агломераційної машини вакуум-камер, в котрих для подолання опору шихти, яка спікається в агломерат підтримується розрідження 10-11 кПа, гази збираються в загальний колектор, розташований збоку від агломашин паралельно її осі. При цьому крупні частки пилу під дією власної ваги випадають з потоку та збираються в розташованих під колектором пилових бункерів, звідки видаляються зазвичай за допомогою гідрозмиву. Ці схеми застосовуються як для всієї стрічки для процесу спікання, так і при здійсненні охолодження агломерату на хвостовій частині стрічки. Ефективність роботи колектора зазвичай не перевищує 50-60% лиш для варіанту В вона підвищується до 70-80% за рахунок збільшення його довжини.



А – схема збору газу з спільним відводом із зони спікання та зони охолодження, Б – схема збору газу з роздільним відводом із зони спікання та зони охолодження, В – схема збору газу з спільним відводом із зони спікання і зони охолодження з подовженим колектором

1 – аглострічка; 2 – вакуум-камера; 3 – колектор; 4 – бункер; 5 – крива розподілення виносу пилу

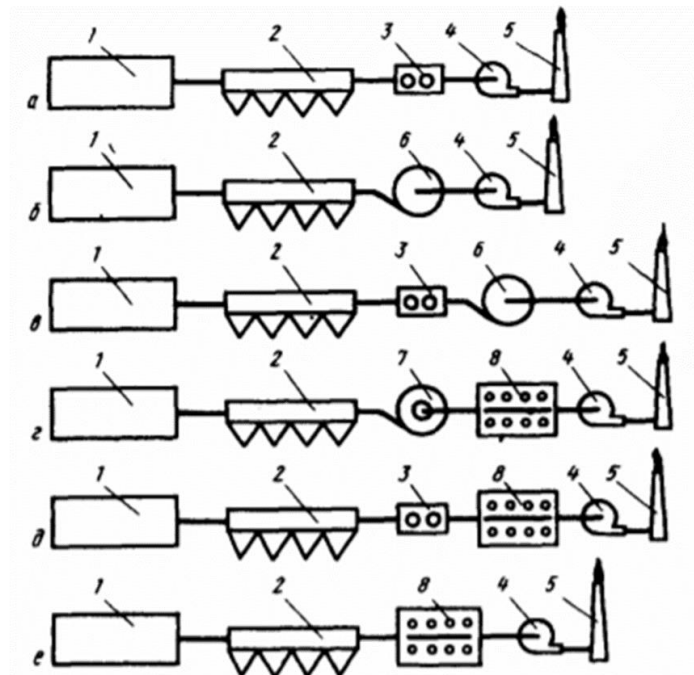
Рисунок. 1.4 – Схеми збору та відводу технологічних газів від агломашини

1.4 Схеми очищення агломераційних газів від пилу

Існуючі схеми очистки агломераційних газів від пилу показані на рис. 1.3 [8].

Групові циклони (рис 1.5, а) через нерівномірне розподілення газів через великі розміри апарату, який пропускає великий об'єм газу, швидкий знос циклонних елементів, їх засмічення, значні підсоси повітря знижують очистку газу від пилу до 60 – 70%. В залежності від концентрації пилу в газах, що відходять на вході в циклони можливостей цих пилоочисних

установок запиленість газів, що відходять після циклонів складає 0,3 – 0,6 г/м³.



а – в батарейному циклоні, б – в мокрому прутковому відцентрованому скрубєрі, в – в батарейному циклоні та відцентрованому скрубєрі, г – в циклоні та електрофільтрі, д – в батарейному циклоні та електрофільтрі, е – в електрофільтрі

Рисунок 1.5 – Схеми очистки газів, які відходять від агломашини

Значна кількість пилу в газах викликає, крім цього, пришвидшений абразивний знос роторів ексгаустерів та недопустимо високу концентрацію пилу та токсичних домішок (СО та SO₂) в районі аглофабрики та прилеглих ділянок міста.

Відцентрові скрубєри (рис. 1.5, б), які забезпечують досить високу ступінь очистки (94 – 96%). Але запиленість газу на виході складала 150 – 250 мг/м³, що значно більше рекомендованої (80 – 100 г/м³). В інших схемах відцентрові скрубєри були встановлені після групових циклонів (рис 1.5, в).

При коефіцієнті очистки в цій третій ступені (враховуючи колектор) 0,96 – 0,98 залишкова запиленість газів на виході складає 80 – 150 г/м³. [8].

Висока енергоємність мокрої очистки (рис 1.5, в, г) та труднощі утилізації вловленого у вигляді шламу пилу роблять доцільним використання сухих високоефективних апаратів, зокрема електрофільтрів. Експлуатація систем очистки газів з застосуванням сухих горизонтальних електрофільтрів (рис 1.5, е) дозволила отримати необхідну ступінь очистки від пилу (залишкова запиленість газів складає близько $0,01 \text{ г/м}^3$).

Двоступенева система очистки (рис 1.5, д) має гіршу ступінь очистки (92 – 95 в залежності від швидкості газу при ефективності батарейного циклону 87%), ніж одноступенева (рис 1.5, е) (ефективність 95,5 %). [8].

1.5 Очищення агломераційних газів від сульфур (IV) оксиду

Одним з основних завдань при проектуванні систем очищення газів, які відходять від агломераційних машин є знешкодження сульфур (IV) оксиду.

Для очищення газів від SO_2 застосовують як рідкі, так і тверді поглиначі. При використанні рідких поглиначів реакції поглинання йдуть зазвичай при порівняно низьких температурах. Ці способи можна розділити на групи:

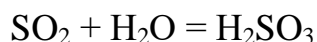
- поглинання SO_2 водою;
- вапняково-вапняний метод очищення;
- сульфідні методи очищення;
- циклічні методи очищення.

Сухі методи очищення засновані на взаємодії між газом і твердим поглиначем. Їх ділять на дві групи: сорбційні і каталітичні. Відрізняються ці методи видом взаємодії між газовою і твердою фазами. Сорбційні методи засновані на адсорбції CO_2 розвиненою поверхнею пор, а при каталітичних методах йде перетворення SO_2 в SO_3 з наступним видаленням SO_3 у вигляді H_2SO_4 .

Далі коротко розглянемо кожен метод очищення.

1.5.1 Очищення газів водою

При очищенні газів від пилу мокрими методами одночасно відбувається поглинання SO_2 водою по реакції:



З одного боку, внаслідок поглинання SO_2 водою приблизно наполовину знижується його концентрація в газах, але з іншого боку кисла реакція, яку набуває вода, сприяє інтенсифікації корозії елементів газовідвідного тракту і водного господарства.

Також з підвищенням температури розчинність SO_2 в воді зменшується. Абсорбція SO_2 водою повинно здійснюватися при низьких температурах, коли реакція буде йти більш інтенсивно. Десорбція SO_2 проводиться нагріванням розчину. Відомо що при нагріванні паром до 100°C з розчину вдається виділити майже весь SO_2 . [9].

Цей метод має свої як позитивні так і негативні сторони:

1. Необхідність нагрівання великої кількості води при десорбції, отже, велика витрата пари, навіть у схемах з рециркуляцією тепла води, що відходить від десорбера.

2. Повернення води в цикл поглинання після десорбції з неї SO_2 проблематичний, тому що її потрібно остудити від 100°C до температури абсорбції, тобто приблизно 10°C .

3. Необхідне очищення кислих вод (залишкова кислотність після десорбції), якщо застосувати часткове підживлення свіжою водою.

Деяке покращення показників можливе при застосуванні морської води, а також забруднених стічних вод із лужною реакцією. При цьому води після поглинання SO_2 обробляють повітрям, а отримані сульфатні розчини скидають в море[14].

Можна зробити висновок, що цей метод уловлювання і концентрації SO_2 має дуже обмежену перспективу і те лише для газів з порівняно високою початковою концентрацією SO_2 , при наявності холодної води, дешевої пари і можливості скидання кислих вод.

1.5.2 Очищення газів вапном

У металургії дуже розповсюджений вапняковий метод очищення газів від SO_2 . Спосіб очищення газів з використанням вапна (CaO) можна здійснювати по тій же схемі, що і вапняковий. У цьому випадку замість суспензії вапняку застосовується вапняне молоко $\text{Ca}(\text{OH})_2$, що представляє собою на практиці теж суспензію, але вже із $\text{Ca}(\text{OH})_2$ тв. у водному її розчині. Гідроокис кальцію значно більш розчинний, ніж CaCO_3 (що практично нерозчинний). Тому реакція з SO_2 йде не у твердій фазі, а в плинній, що набагато прискорює процес і веде до практично повного використання вапна. Однак у цьому методі вузьким місцем є небезпека забиття (заростання) апаратури і комунікацій кристалами сульфіту, що випадають, головне, через те, що реакція йде в розчині (з якого викристалізується сульфіт), а не на поверхні твердої фази- зернах вапняку, як у вапняковому. До того ж у вапняковому процесі тверда фаза - CaCO_3 - частково «здирає» осідаючі кристали. До позитивних сторін, крім схожих з вапняковим, можна віднести.

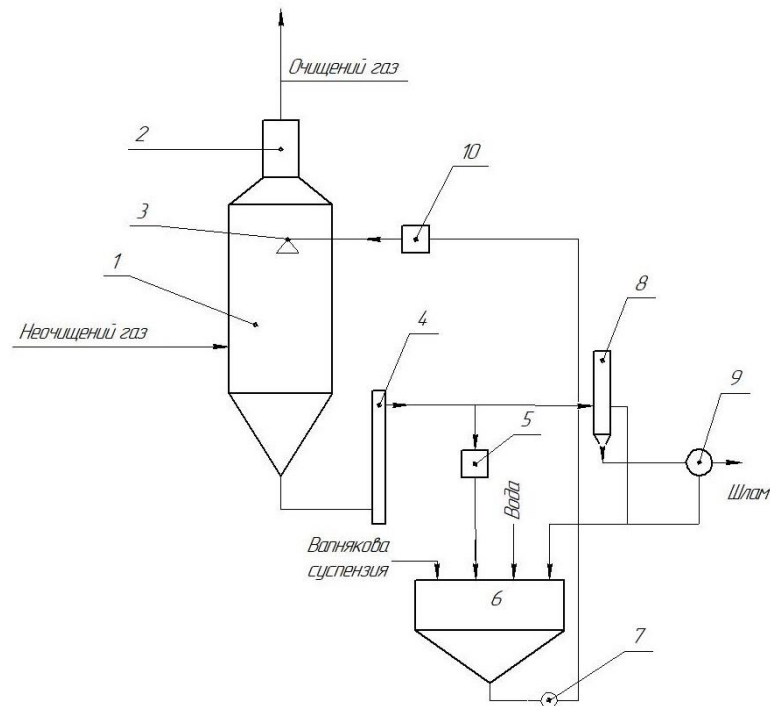
Переваги даного методу:

1. простота технологічної схеми, доступність і дешевизна сорбенту;
2. відносно малі капітальні витрати, можливість очищення газу без попереднього охолодження;
3. Можливість одержання товарного гіпсу високої чистоти

До недоліків відносяться:

1. низький коефіцієнт використання вапняку (не вище 50%),
2. відносно не висока ступінь очищення;
3. схильність забивання відкладеннями абсорбційної апаратури і комунікацій.

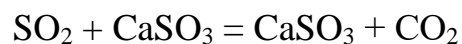
Принципова схема вапнякового методу очищення представлена на рисунку 1.6.



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

Рисунок 1.6 – Схема очистки газів від SO_2 вапняковим методом

Газ попередньо очищений від великого пилу, надходить в порожнистий форсунковий скруббер, де зрошується суспензією вапняку CaCO_3 , яка взаємодіє з SO_2 по основній реакції

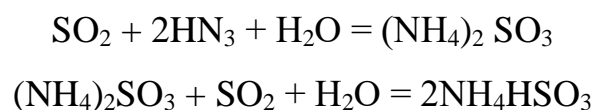


Сульфід кальцію CaSO_2 частково окислюється до CaSO_4 , погано розчинний і випадає в осад. Деяка частина бісульфіту кальцію $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$, що утворюється в ході побічної реакції добре розчинний, взаємодіючи з поглиначем, також переходить в CaSO_3 і CaSO_4 і видаляється з розчину. Продукти реакції в скруббері через гідрозатвор і фільтр грубої очистки частково надходять в циркуляційний збірник, а частково відводяться від процесу. Відведена з процесу рідина, що містить кристали CaSO_3 і CaSO_4 , для відділення твердої фази і для її зневоднення пропускають через гідроциклон і вакуум-фільтр[9].

Отриманий шлам направляють у відвал, а звільнений від кристалів розчин - в рециркуляційний збірник. сюди ж направляють свіжу вапняну суспензію і воду, що компенсує втрати. з циркуляційного збірника розчин, який складається з суспензії вапняку і кристалів сульфїту і сульфату кальцію, за допомогою насоса через фільтр подається на зрошення скрубера. Очищений від SO₂ газ викидається через краплевловлювач в атмосферу. ступінь очищення газу може бути доведена до 85%.

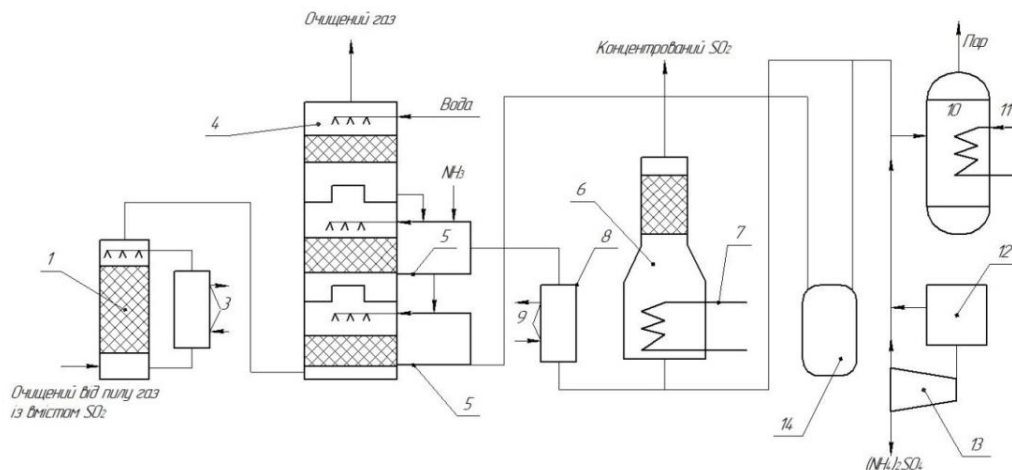
1.5.3 Циклічні методи

Існує кілька методів, які базуються на застосуванні різних реагентів, але схожих за характером проходження реакцій і апаратурному оформленні. В разі аміачного циклічного методу в якості основного реагенту застосовують аміак, який, взаємодіючи в водному розчині з сірчистим ангїдридом, утворює сульфїт і бісульфїт амонію:



При нагріванні (особливо під вакуумом) бісульфїт амонію переходить в сульфїт з виділенням SO₂. Отриманий сульфїт амонію направляють для подальшої участі в процесі, а концентрованій SO₂ використовують як товарну продукцію. З огляду на те що абсорбція SO₂ аміаком істотно інтенсифікується з пониженням температури, попередньо очищені від пилу газу піддають охолодженню в форсункованому скрубєрі з замкнутою циркуляцією охолоджувальної води [9].

Схему циклічного аміачного методу очищення газу від SO₂ представлено на рисунку 1.7.



1 – скруббер для охолодження газу; 2 – охолоджувач рідини, що охолоджує скруббер; 3 – підведення і відведення охолоджуючої води; 4 – триступеневий абсорбер для поглинання 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

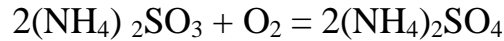
Рисунок 1.7 – Схема циклічного аміачного методу очищення газу від SO_2

Після охолодження в скруббері, забезпеченому охолоджувачем води, газу надходять в триступеневий абсорбер, з якого виходять очищеними.

Нижні ступені абсорбера зрошуються розчином по замкнутій циркуляційній системі. Верхня ступінь, зрошення якої роблять чистою водою, служить для поглинання аміаку що виділяється, підмішуються до очищеного газу. На зрошення другого ступеня надходять вода, що поглинула аміак на верхній ступені, і розчин відновленого з десорбера сульфату амонію. В контур нижньої ступені надходить розчин з контуру другого ступеня. Сорбент, який прореагував, з нижнього контуру зрошення подають в десорбер, де за рахунок нагріву паром відбувається відновлення бісульфату в сульфат. По реакції після охолодження в поверхневому охолоджувачі сульфат направляють знову в абсорбер. концентрований SO_2 ,

що виділяється в десорбері, може бути використаний для отримання сірчаної кислоти [9].

Сульфід амонію може взаємодіяти з розчиненим киснем, утворюючи сульфат:



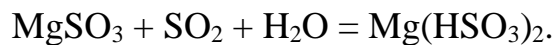
Реакція утворення сульфату небажана, тому що ускладнює процес очищення. До суттєвих недоліків цього методу відносяться:

1. необхідність попереднього охолодження газу;
2. застосування стійких до кислот арматурних матеріалів;
3. висока вартість установки і великі експлуатаційні витрати.

В основі магнезитового методу лежить зв'язування сірчистого ангідриду оксидом магнію з утворенням сульфїту магнію:



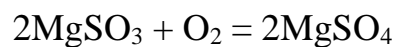
Сульфід магнію, взаємодіючи з сірчистим ангідридом, утворює бісульфід:



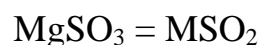
Бісульфід магнію, взаємодіючи з оксидом магнію, може знову переходити в сульфід:



Під дією кисню, що міститься в очищуваному газі, частина сульфїта магнію може окислюватися до сульфату:

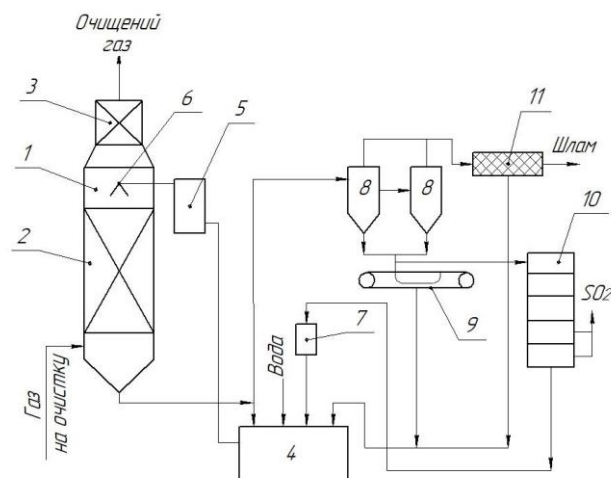


Розчинність сульфату магнію в воді обмежена, і разом з формуванням він випадає у вигляді кристалів які виводять з суспензії, сушать і піддають термічному розкладанню в печі при 800-900°C по реакції:



Оксид магнію повертають в процес, а концентрований SO_2 переробляють в сірчану кислоту або елементарну сірку. Схему кристалного магнезитового методу представлено на рисунку 1.8.

Основним елементом установки є абсорбер скрубєрного типу з дерев'яною хордовою насадкою. Газ підлягає очищенню, підводиться в скрубєр знизу, а очищений відводиться через краплеуловлювач зверху. Зрошення здійснюють суспензією $MgSO_3 \cdot 6H_2O$ і MgO у водному розчині магнію з щільністю зрошення 15-20 $m^3/m^2 \cdot год$. Суспензія з скрубєра зливається в основному в циркуляційний збірник, куди через дозатор додається магnezит для нейтралізації розчину бісульфата магнію і подальшого виділення кристалів. Частина відпрацьованої суспензії безперервно забирають з циклу і відводять на гідроциклони. Очищена пульпа з гідроциклонів надходить на стрічковий вакуум-фільтр для відділення кристалів від маточного розчину, що направляється назад в циркуляційний бак. Дрібні нерозчинні домішки, що вносяться до цикл газом і технічним магnezитом, проходять через циклони на вакуум-фільтр, де віджимаються, промиваються і виводяться з циклу [9].



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

Рисунок 1.8 – Схема циклічного кристального магnezитового методу очищення

Виділені на стрічковому вакуум-фільтрі кристали направляють в багаторівневу піч киплячого шару з підведенням продуктів згоряння під нижній рівень. На верхніх рівнях відбуваються сушка і видалення гідратної вологи, а на нижніх при 800-900°C - термічний розклад сульфіту на MgO і SO₂ відповідно до реакції. Магnezит направляють для повторного використання в циркуляційний бак, а SO₂ - на сірчаноокислотний завод.

Магnezитовий метод дозволяє очищати гази, які мають температуру 100-150 °C. До недоліків цього методу відносяться можливість засмічення насадки і комунікацій утворюються кристалами, а також значні витрати палива на регенерацію магnezиту.

Перевагою магnezитового методу є можливість очищення газів, що мають порівняно високу температуру. Температура розчину не впливає на вихідні концентрації SO₂. Через невисоку корозійну активність середовища все устаткування можна виконати зі звичайних сталей з кислотостійким покриттям. Магnezитовий спосіб відноситься до циркуляційних, тобто способів з поверненням абсорбенту (реактиву) і одержанням товарного продукту, що поліпшує його економіку. Він відноситься до найбільш розроблених способів, не тільки теоретично, але і практично.

1.6 Рециркуляція газів

Рециркуляція – повернення в процес спікання певної кількості гарячих газів, що відходять, переслідує в основному екологічні, а також деякі економічні цілі:

- 1) Уловлювання або нейтралізацію твердих і газоподібних речовин (пил, CO, SO₂, NO_x, бензапірен, діоксини і фурани), що містяться в агломераційних газах, що повертаються, і зменшення, за рахунок цього, загальних викидів в атмосферу на 25-30 % і більше;

- 2) Утилізацію фізичного та хімічного тепла відхідних газів, що дозволяє суттєво знижувати витрату твердого палива на процес спікання;

3) Зменшення капітальних та експлуатаційних витрат на газоочисні апарати у зв'язку зі скороченням обсягу газів, що очищаються.

За рахунок рециркуляції здешевлюють знепилювання газів перед ексгаустерами, застосовуючи недорогі батарейні циклони або інші ефективніші апарати, але зі зниженою продуктивністю на величину ступеня рециркуляції газів.

Для подовжених агломашин, які призначені для спікання та охолодження агломерату, з ціллю утилізації тепла охолоджуючого повітря передбачається рециркуляція гарячого повітря з зони охолодження в зону спікання. (рис. 1.9).

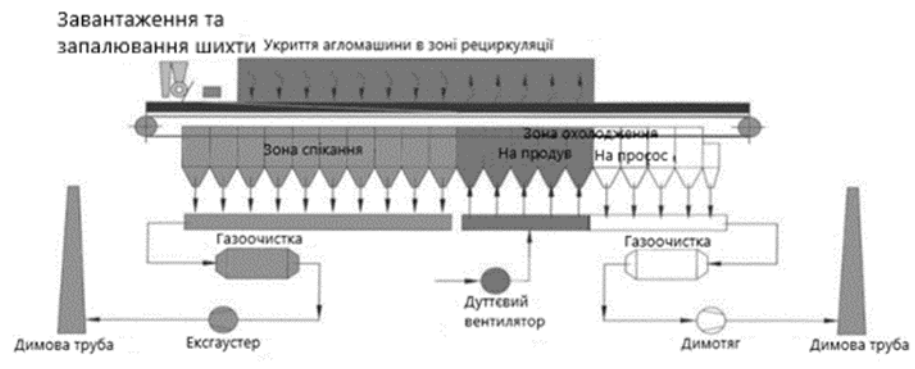


Рисунок 1.9 – Схема рециркуляції гарячого повітря з зони охолодження в зону спікання агломашини

З екологічних позицій бажаною є максимальна міра рециркуляції газів. Однак, оптимальна (максимально можлива) величина r визначається рядом умов, що лімітують:

а) продуктивність процесу, яка залежить за інших рівних умов, від температури газів, що повертаються, вмісту в них кисню і водяної пари, не повинна дуже істотно знижуватися;

б) температура газів, що відходять, на яку впливає, зокрема, ступінь рециркуляції, не може наближатися до точки роси (менше 90°C), оскільки конденсація водяної та кислотної пари викликає корозійне знос елементів

газової мережі, супроводжується утворенням міцних пилових відкладень по газовому тракту ексгаустерів, виводячи останні з ладу;

в) накопичення вологи у газах, що фільтруються через шар, має бути виключено, оскільки висока вологість газів обумовлює значне зниження показників процесу спікання, особливо міцності агломерату; за деякими даними при вмісті вологи газу 13-15% спікання шихти дуже утруднено або взагалі неможливо.

г) газодинамічний опір шару шихти та в цілому газодинаміка агломашини повинні забезпечувати безпечний рівень розрідження в укритті (не менше 10 Па), при якому виключається проникнення отруйних газів на робочий майданчик обслуговування агломашини.

З обмежувальних і реальних умов агломерації, ступінь рециркуляції встановлюють лише на рівні 25-30 і навіть 48 %. При більших значеннях цього параметра в деяких випадках застосовують збагачення газоповітряної суміші технічним киснем, що вдується під укриття агломашини або тракт подачі повітря.

1.7 Обґрунтування системи очищення агломераційних газів

Існують мокрі та сухі схеми очищення технологічних газів агломашин. Найбільш ефективна очистка агломераційних газів в батарейних циклонах з подальшою очисткою в відцентрових скруберах Вентурі, трубах Вентурі, циклонах та блоці з низьконапірних труб Вентурі, а також в електрофільтрах. [8].

Існує ряд недоліків при використанні мокрої схеми очищення в скруберах Вентурі:

- 1) великі енерговитрати (опір скрубера Вентурі біля 7кПа);
- 2) громіздке шламове господарство;

3) важкі умови роботи вентиляторів: вологий газ, що проходить через лопатки сприяє налипанню на них пилу, що і ускладнює роботу, а також веде до виходу устаткування з строю;

4) газовий тракт піддається корозії.

Переваги сухих методів:

1) не вимагають споруди дорогих систем водопостачання і шламової каналізації;

2) полегшують утилізацію вловленого продукту;

3) знижують корозійний знос устаткування і комунікацій;

4) характеризуються меншим споживанням електроенергії;

5) покращують умови розсіювання шкідливих викидів в атмосфері.

Батарейні циклони для очистки газів від агломераційних машин недостатньо ефективні: ступінь очистки від пилу в них складає 60 – 70%. Треба відмітити, що в випадку застосування батарейних циклонів сильно зношується циклонні елементи, ротори ексгаустерів (через високу запиленість газів, що очищуються), відмічаються великі підсоси повітря.

Недоліком двоступеневої очистки (перша ступінь - батарейні циклони та друга - електрофільтр) є відділення в циклоні крупних часток, які мають низьку ПЕО (питомий електричний опір), в результаті чого опір шару високодисперсного пилу на осаджувальних електродах підвищувалася до 10^{10} Ом·м, та електрофільтр працював в режимі інтенсивної зворотної корони. Товщина відкладень, що важко струшується високоомного пилу на осаджувальних електродах досягала 20 мм. При потраплянні в електрофільтр не сепарованого в циклоні пилу забезпечувалась добра регенерація як осаджувального так і коронуючого електродів.

У даному дипломному проекті прийнято комбіновану схему газоочищення, яка складається з двох ступенів.

Газовий потік з горизонтального колектора надходить на очищення від пилу у електрофільтр, з рециркуляцією частини агломераційних газів в процес спікання.

Переваги сухої газоочистки в електрофільтрах:

- 1) енерговитрати (а також трудові витрати) при експлуатації електрофільтрів нижчі
- 2) відсутнє водно-шламове господарство;
- 3) при очищенні в електрофільтрі відсутній крапливни́с, унаслідок чого підвищується термін служби газоходів, оскільки немає заростання і корозії труб.
- 4) опір сухих електрофільтрів невеликий;
- б) покращуються умови роботи ексгаустера.

Впровадження рециркуляції газів на агломашині дозволить знизити викиди в атмосферу пилу та СО на 22-25%, зменшити витрату твердого палива на 2 – 3 кг/т агломерату, в результаті чого відбувається деяке зниження викидів SO_x, NO_x. Максимальна ступінь рециркуляції складає 50 %.

Після електрофільтра був встановлений ексгаустер для забезпечення розрідження в газовому колекторі агломашини і подолання гідравлічного опору всього газового тракту.

З електрофільтра для очищення від SO₂ у газ надходить у скруббер з вдуванням в якості реагенту суспензії СаО, Аналіз способів очистки від сульфур (IV) оксиду показав, що метод очищення технологічних газів із застосуванням СаО найбільш доцільний через простоту технологічної схеми, доступність і дешевизна сорбенту, відносно малі капітальні витрати, можливість очищення газу без попереднього охолодження. Далі газ надходить у рукавний фільтр ФРІР-1800 для подальшого вловлювання продукту реакції.

Після очищення газ викидається в атмосферу через димову трубу.

2 СПЕЦІАЛЬНА ЧАСТИНА

Для виконання розрахунків приймаємо вихідні дані, які наведені в завданні до магістерського кваліфікаційного проекту.

Витрата газу за нормальних фізичних умов $Q_{н.у.} = 220000 \text{ м}^3 / \text{год}$

Температура газу $t^0 = 200 \text{ }^\circ\text{C}$;

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

Запиленість газу, що поступає на очищення, $z_1 = 5 \text{ г/м}^3$.

Барометричний тиск, $P_a = 100 \text{ кПа}$;

Таблиця 2.1 – Хімічний склад газів:

Компоненти	CO ₂	CO	O ₂	SO ₂	N ₂
Вміст, %	4,5	2,5	14	0,2	78,8
Густина компонентів за нормальних умов, кг/м ³	1,976	1,250	1,429	2,926	1,251

Розраховуємо густину технологічних газів агломашин при нормальних умовах, кг/м³:

$$\rho = 0,01 \sum_1^n \rho_i r_i$$

де ρ_i – щільність відповідного компонента, кг/м³ [15].

r_i – об'ємні частки компонента виражені у %.

$$\rho = 0,01 \cdot (4,5 \cdot 1,976 + 2,5 \cdot 1,250 + 14 \cdot 1,429 + 0,2 \cdot 2,926 + 78,8 \cdot 1,25) = 1,3 \text{ кг/м}^3$$

Густина газу за робочих умов, кг/м³:

$$\rho = \rho_0 \cdot \frac{273 \cdot (P_{бар} \pm P_u)}{(273 + T_c) \cdot 101,3}$$

де ρ_0 - густина газів при нормальних умовах, кг/м³;

$P_{бар}$ – нормальний атмосферний тиск, Па;

$P_{ц}$ – розрідження газу, $P_{ц} = 8$ кПа;

T_r – температура газів.

$$\rho = 1,3 \cdot \frac{273 \cdot (101,3 - 8)}{(273 + 200) \cdot 101,3} = 0,68 \text{ кг/м}^3$$

Витрата газу за робочих умов, $\text{м}^3/\text{с}$:

$$V_p = \frac{V_0 \cdot \rho_0}{\rho \cdot 3600}$$

де V_0 – об'ємна витрата газу при нормальних умовах $\text{м}^3/\text{год}$.

$$V_p = \frac{220000 \cdot 1,3}{0,68 \cdot 3600} = 116 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

2.1 Розрахунок газового тракту:

Діаметр 1-ої ділянки газоходу:

$$d_1 = 1,13 \sqrt{\frac{q_r}{W}} = 1,13 \sqrt{\frac{116}{18}} = 2,86 \text{ м}$$

Швидкість газу має знаходитись в межах 15 – 20 м/с. Приймаємо 18 м/с [22]

Приймаємо стандартний діаметр 2.8 м [21].

Фактична швидкість газу:

$$W_{\phi 1} = 1,27 \frac{116}{2,8^2} = 18,79 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Коефіцієнт опору тертю:

$$\lambda = \frac{0,0348}{\sqrt[4]{2,8}} = 0,0274$$

Опір 1-ої ділянки:

$$\Delta P_{l1} = 0,0274 \cdot \frac{20}{2,8} \cdot \frac{18,79^2}{2} \cdot 0,68 = 23,49 \text{ Па}$$

$$\Delta P_{M1} = (0,28 + 0,18 + 2 \cdot 0,78) \cdot \frac{18,79^2}{2} \cdot 0,68 = 242,48 \text{ Па}$$

Сумарний опір 1-ої ділянки:

$$\Sigma \Delta P_{l1} = 23,49 + 242,48 = 265,77 \text{ Па} = 0,0266 \text{ кПа}$$

Аналогічно розраховуємо для інших ділянок. Результати розрахунків наведені в табл.2.5.

2.2 Розрахунок електрофільтру (першої ступені очищення)

Відношення густини газу, що очищують, за робочих умов до густини при стандартних умовах ($p_{ст}=101,3$ кПа; $t_{ст}=20$ °С):

$$\beta = \frac{P \cdot (273 + t_{cm})}{P_{cm}(273 + t)} = \frac{100 \cdot (273 + 20)}{101,3 \cdot (273 + 200)} = 0,61$$

де p і p_{cm} – тиск відповідно газу, що очищають, і при стандартних умовах, кПа;

$t_{ст}$ і t – температура відповідно при стандартних умовах і газу, що очищають, °С.

Критична напруженість електричного поля, В/м:

$$E_{кр} = 3,4 \left(\beta + 0,0311 \sqrt{\frac{\beta}{R_1}} \right) \cdot 10^6,$$

де R_1 – радіус вістря коронуючого електрода; $R = 0,1$ мм [15].

$$E_{кр} = 3,14(0,61 + 0,0311 \cdot \sqrt{\frac{0,61}{0,1}}) \cdot 10^6 = 5,38 \cdot 10^6 \text{ В/м.}$$

Критична напруга корони, В:

$$U_{KP} = E_{KP} R_1 \left(\frac{\pi H}{S_1} - 2,3Lg \frac{2\pi R_1}{S_1} \right),$$

де H – відстань між площинами коронуючих і осаджувальних електродів, м[16].

s_1 – крок електродів, м.

Для електрофільтрів типу ЕГА: $H = \frac{0,300}{2}$ м; $s_1 = 0,18$ м.

$$U_{KP} = 5,38 \cdot 10^6 \cdot 0,1 \left(\frac{3,14 \cdot 0,15}{0,18} - \ln \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 0,0001}{0,18} \right) = 32,00 \cdot 10^3 \text{В.}$$

Напруженість електричного поля при робочій напрузі $U = 80$ кВ:

$$E = \left[\frac{8\pi f H U (U - U_{KP})}{9 \cdot 10^9 \varepsilon_0 S_1^3 \left(\frac{\pi H}{S_1} - 2,3Lg \frac{2\pi R_1}{S_1} \right)} \right]^{0,5},$$

де: f – коефіцієнт, що залежить від відношення H/S_1 , при $\frac{H}{S_1} = \frac{0,300}{2 \cdot 0,18} = 0,833$;

$$f = 0,0423 \text{ 10.}[16]$$

U – середнє значення робочої напруги (60 ... 100 кВ), В.

$\varepsilon_0 = 8,85 \cdot 10^{-12}$ Ф/м - діелектрична стала вакууму 10.[16]

Швидкість дрейфу частинок пилу в електричному полі, м/с:

- при розмірі частинок понад 1 мкм:

$$E = \left[\frac{8 \cdot 3,14 \cdot 0,0423 \cdot 0,15 \cdot 80 (80 - 32,00) \cdot 10^6}{9 \cdot 10^9 \cdot 8,85 \cdot 10^{-12} \cdot 0,18^3 \left(\frac{3,14 \cdot 0,15}{0,18} - \ln \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 0,001}{0,18} \right)} \right]^{0,5} = 3,9 \cdot 10^5 \text{В/м.}$$

Рухомість іонів:

$$k = \sum_1^n K_i a = 0,08 + 0,015 \cdot 1,15 + 0,15 \cdot 1,84 + 0,41 \cdot 0,2 + 0,655 \cdot 1,84 = 1,66$$

де K – рухомість іонів в газах і парах за нормальних умов[9];

A – доля компонента, доль.

Розраховуємо постійну C яка залежить від конструкції електрофільтра та рухливості іонів k :

$$C = \frac{4\pi^2 k f}{9 \cdot 10^9 \left(\frac{\pi H}{S} - \ln \frac{2\pi R_1}{S} \right) S^2} = \frac{4 \cdot 3,14^2 \cdot 1,66 \cdot 0,0423}{9 \cdot 10^9 \left(\frac{3,14 \cdot 0,15}{0,18} - \ln \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 0,01}{0,18} \right) 0,18^2} = 76,6 \cdot 10^7$$

Визначаємо швидкість дрейфу частинок пилу в електричному полі, м/с:

- при розмірі частинок більше 1 мкм:

$$\omega = \frac{0,118 \cdot 10^{-10} \cdot E^2}{\mu} \cdot r,$$

де r – еквівалентний радіус частинки пилу, м.

$$\omega = \frac{0,118 \cdot 10^{-10} (1,31 \cdot 10^5)^2}{58,33 \cdot 10^{-6}} \cdot r = 3,51 \cdot 10^3 \cdot r$$

В таблиці 2.2 наведено дисперсний склад пилу та швидкість дрейфу частинок відповідно до їх діаметру.

Таблиця 2.2 – Дисперсний склад пилу

Розмір частинок, мкм	0-30	30-63	63-100	100-400	більше 400
Середній розмір частинок, мкм	15	47	82	250	400
Масова частка, %	20	34	27	14	5
Швидкість дрейфу пилу, м/с	0,05258	0,16476	0,28747	0,87643	1,40229

Питома поверхня осадження:

$$f = \frac{n \cdot S}{V} = \frac{1 \cdot 5650}{97,9} = 57,71$$

де n – кількість апаратів, шт.;

S – загальна площа осадження, м².

Фракційний коефіцієнт очистки:

$$\eta_i = 1 - e^{-f\omega_{Дрi}},$$

де $\omega_{Дрi}$ – швидкість дрейфу частинок певного розміру м/с.

Фракційний коефіцієнт очистки представлено в табл. 2.3.

Кінцева запиленість, г/м³:

$$z_k = z_n \cdot \sum b_i (1 - \omega_{Дрi}),$$

де, b_i – масова доля часток певного розміру, доли;

z_n – початкова запиленість газу, г/м.

Таблиця 2.3 – Фракційний коефіцієнт очистки

Розмір частинок, мкм	Розмір частинок, мкм	Масова доля, %	Фактичний коефіцієнт очистки по фракціям
0-30	15	20	0,982515705
30-63	47	34	0,999926275
63-100	82	27	0,999999938
100-400	250	14	1
Більше 400	400	5	1

$$z_k = 5 \cdot (0,2 \cdot (1 - 0,982515705) + 0,34 \cdot (1 - 0,999926275) + 0,27 \cdot (1 - 0,999999938) + 0,14 \cdot (1 - 1) + 0,05 \cdot (1 - 1)) = 0,017 \text{ г/м}^3$$

Ефективність роботи ЕГА 1-40-9-6-2, %:

$$\eta = \frac{z_n - z_k}{z_n} \cdot 100$$

$$\eta = \frac{5 - 0,01}{5} \cdot 100 = 99,6\%$$

2.3 Підбір агрегату живлення

Ефективність електрофільтру в значній мірі визначається роботою агрегату живлення.

Вибір апарату виробляють за силою випрямленого струму, що вимагається:

$$I = L \cdot i_0,$$

де L – сумарна активність довжини коронуючих електродів, які живляться від одного агрегату, м;

i_0 – лінійна щільність струму, мА/м.

$$i_0 = \frac{4 \cdot \pi^2 \cdot k \cdot f}{9 \cdot 10^{10} \cdot d^2 \cdot \left(\frac{\pi \cdot H}{S} - 2,3 \cdot \log \frac{2 \cdot \pi \cdot R}{S} \right)} \cdot U \cdot (U - U_{кр}),$$

де k – рухомість іонів в газах, $K=1,66 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$ [16].

R – радіус коронуючого електроду, $R = 0,1 \text{ м}$ [16].

$$i_0 = \frac{4 \cdot 3,14^2 \cdot 1,66 \cdot 10^{-4} \cdot}{9 \cdot 10^{10} \cdot d^2 \cdot \left(\frac{3,14 \cdot 300}{0,18 \cdot 2} - 2,3 \cdot \log \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 0,1}{0,18} \right)} \cdot 80 \cdot (80 - 32) = 2,66 \cdot 10^{-4} \text{ мА/м};$$

$$L = l \cdot n_d \cdot n_{ш}$$

де l – номінальна висота електродів, $l = 9 \text{ м}$ [17]; 1.

n_d – кількість рядів по довжині одного поля;

$n_{ш}$ – кількість рядів по ширині, 40 [17]

$$n_d = \left(\frac{L_2}{S} + 1 \right) \cdot n$$

де, L_2 – довжина одного поля електрофільтру, $L_2=4180 \text{ мм}$ [17].

S – крок коронуючих електродів в ряду, $S=180 \text{ мм}$ [17].

n – кількість проходів, 40 [18]

$$n_d = \left(\frac{4180}{180} + 1 \right) \cdot 40 = 1000;$$

$$L = 9000 \cdot 1000 = 9000000 \text{ мм};$$

$$I = 9000000 \cdot 2 \cdot 10^{-4} = 1800 \text{ МА}$$

Повна потужність, що споживається електрофільтром:

$$N = \left(\frac{U_a \cdot I_{cp} \cdot K_\phi \cdot \cos \varphi}{1,41 \cdot \eta} \right) + N_1, \quad (2.20)$$

де U_a – амплітудне значення, $U_a=80$ кВ [18];

I_{cp} – середня сила струму корони, $I_{cp}=1,8$ А [18];

K_ϕ – коефіцієнт форми випрямленого струму, $K_\phi=1,2$ [18];

η – коефіцієнт корисної дії агрегату, $\eta=0,94$ [18];

$\cos \varphi$ – коефіцієнт потужності, $\cos \varphi=0,83$ [1];

N_1 – потужність, яка споживається механізмами струшування та обігрівом ізоляторних коробок, $N_1=2000$ Вт [18].

$$N = \left(\frac{80 \cdot 10^3 \cdot 1,8 \cdot 1,2 \cdot 0,83}{1,41 \cdot 0,94} \right) + 2000 = 12821 \text{ Вт} = 12 \text{ кВт}$$

За величиною випрямленого струму та споживаної потужності для одного поля обираємо агрегат живлення серії АТПОМ-1600 [18], так як полів два, то потрібно 2 агрегати живлення.

2.4 Розрахунок скрубера

Об'єм газу $Q=53,85 \text{ м}^3/\text{с}$;

Початкова температура газу $t_1=200^\circ\text{C}$;

Кінцева температура газу $t_2=110^\circ\text{C}$;

Склад сухого газу: $a_{\text{CO}_2}=4,3\%$; $a_{\text{N}_2}=78,0\%$; $a_{\text{CO}}=0,65\%$; $a_{\text{O}_2}=16,5\%$,

$a_{\text{SO}_2}=0,2\%$.

Початкова вологість газу $f_0=60 \text{ г/м}^3=0,06 \text{ кг/м}^3$;

Розрідження -8-0,25-Рділянки

Барометричний тиск $p_{\text{бар}}=101,3 \text{ кПа}$;

Температура води, яка поступає в скруббер, $t_{\text{п}}=20 \text{ }^\circ\text{C}$.

Молекулярна маса компонентів газової суміші, кг/кмоль: $M_{\text{CO}_2}=44$;

$M_{\text{N}_2}=14$; $M_{\text{CO}}=28$; $M_{\text{H}_2\text{O}}=18$; $M_{\text{O}_2}=32$; $M_{\text{SO}_2}=64$

Кількість вологих газів на вході в скруббер, $\text{м}^3/\text{с}$:

$$V_0=Q \cdot [1+f_0/0,804]$$

$$V_0=53,85 \cdot [1+0,06/0,804]=71$$

Об'ємні доли компонентів вологого газу:

$$r_{\text{CO}} = \frac{a_{\text{CO}}}{1 + \frac{f_0}{0,804}} = \frac{0,65}{1 + \frac{0,06}{0,804}} = 0,604 \%$$

$$r_{\text{CO}_2} = \frac{a_{\text{CO}_2}}{1 + \frac{f_0}{0,804}} = \frac{4,3}{1 + \frac{0,06}{0,804}} = 4 \%$$

Аналогічно розраховуємо для інших речовин.

$$r_{\text{O}_2}=15,35\%;$$

$$r_{\text{H}}=0,32\%;$$

$$r_{\text{N}_2}=72,5\%;$$

$$r_{\text{SO}_2}=0,18\%$$

Об'ємна доля водяної пари:

$$r_{\text{H}_2\text{O}}= 100-r_i=100-92,7=7,3\%$$

Ентальпія газів на вході в скруббер:

$$i_1= 0,01 \cdot (0,604 \cdot 261,5 + 4 \cdot 357,5 + 72,5 \cdot 260 + 15,35 \cdot 267,1 + 0,2 \cdot 248,1 + 0,32 \cdot 259,6) = \\ = 246,7 \text{ кДж/м}^3$$

На виході з скрубера газ має температуру $t_r=110^\circ\text{C}$

Ентальпія газів при цій температурі:

$$i_2 = 0,01 \cdot (0,604 \cdot 141,5 + 4 \cdot 187,5 + 72,5 \cdot 139,9 + 15,35 \cdot 146,1 + 0,2 \cdot 248,1 + 0,32 \cdot 139,6 + 7,3 \cdot 161,2) = 145 \text{ кДж/м}^3$$

Кількість теплоти, яке передається в скрубєрі від газу воді:

$$Q = (V_0) \cdot (i_1 - i_2) = 71 \cdot (246,7 - 145) = 7220,7 \text{ кВт}$$

Приймаю коефіцієнт випаровування води в скрубєрі $F=1$, кінцева температура води $t_k=100^\circ\text{C}$.

Середня температура газу в скрубєрі:

$$t_{cp} = \frac{200 + 110}{2} = 155^\circ\text{C} = 2451,7 \text{ кДж/кг}$$

Ентальпія води при початковій температурі:

$$t_n = 20^\circ\text{C} = i_n = 83,9 \text{ кДж/кг [22];}$$

$$t_k = 100^\circ\text{C} = i_k = 165,4 \text{ кДж/кг [22]}$$

Витрата вапняного молока в скрубєрі:

$$M_B = \frac{Q}{\varphi \cdot (i_{nara} - i_n) + (1 - F) \cdot (i_k - i_n)} =$$

$$= \frac{7220,7}{1 \cdot (2457,1 - 83,9) + (1 - 1) \cdot (165,4 - 83,9)} = 3,04 \text{ кг/с}$$

де φ - коефіцієнт випаровування води в скрубєрі;

i_n - ентальпія насиченої пари при середній температурі газу в скрубєрі кДж/кг [22];

i_n і i_k - відповідно початкова та кінцева ентальпія води, кДж/кг [22].

Об'ємна витрата газу при нормальних умовах на виході з скрубєра:

$$V_1 = 71 \cdot \frac{(273 + 110)}{273} \cdot \frac{101,3}{(101,3 + 4,41)} = 124,6 \text{ м}^3/\text{с}$$

Питома витрата реагенту на зрошення:

$$m = \frac{M_B}{V_1} = \frac{3.04}{124,6} = 0,024 \text{ кг/м}^3$$

Вологість газу на вході в скруббер:

$$F_{01} = f_{01} + \frac{F \cdot M_B}{V_0} = 60 + \frac{1 \cdot 3.04}{71} = 60,04 \text{ г/м}^3$$

Вологість газу на виході зі скрубера за нормальних умов:

$$F_{02} = F_{01} + \frac{F \cdot M_B}{Q} = 60,04 + \frac{1 \cdot 3,04}{53,85} = 0,135 \text{ г/м}^3$$

Витрата газу на виході зі скрубера за робочих умов:

$$Q_{\text{вих}} = Q \left(1 + \frac{f_0}{0,804}\right) \cdot \frac{101,3 \cdot T_{\Gamma}}{273 \cdot P_{\Gamma}} = 53,85 \left(1 + \frac{0,06}{0,804}\right) \cdot \frac{101,3 \cdot 155}{273 \cdot (101,3 + 4,41)} = 33,5 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$p = \frac{p_0 + f_0}{1 + \frac{f_0}{0,804}} + \frac{273 \cdot P}{101,3 \cdot 3T} = \frac{1,3 + 0,06}{1 + \frac{0,06}{0,804}} + \frac{273 \cdot (100 - 0,8)}{101,3 \cdot 3 \cdot 155} = 1,84 \text{ кг/м}^3$$

Середня різниця температур між газом і водою в скруббері:

$$\Delta t = \frac{(t_1 - t_k)}{\ln \frac{t_{\Pi} - t_k}{t_2 - t_n}} = \frac{(200 - 100) - (110 - 20)}{\ln \frac{200 - 100}{110 - 20}} = 100^{\circ}\text{C}$$

де t_1 і t_2 - відповідно початкова та кінцева температури газу, $^{\circ}\text{C}$;

t_i і t_k - відповідно початкова та кінцева температура води, $^{\circ}\text{C}$.

Об'єм скрубера:

$$V_{\text{скр}} = \frac{1000 \cdot Q_1}{k_0 \Delta t} = \frac{1000 \cdot 5476}{255,3 \cdot 100} = 214,5 \text{ м}^3$$

де K_0 – об'ємний коефіцієнт теплопередачі, $\text{Вт}/(\text{м}^3 \cdot ^{\circ}\text{C})$.

$$k_0 = (17,4 + 115 m U_2) p U_2 = (17,4 + 115 \cdot 0,024 \cdot 5) \cdot 1,84 \cdot 5 = 287,04$$

Швидкість газу на виході із скрубера, приймаємо $U_{\Gamma} = 5 \text{ м/с}$.

Діаметр скрубера:

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi U_2}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 71}{3,14 \cdot 5}} = 4,25 \text{ м}$$

Обираємо стандартний діаметр скрубера 5,5м[18].

Проводимо перерахунок швидкості газу в скрубєрі для стандартного діаметру:

$$U_2 = \frac{4Q}{\pi \cdot d^2} = \frac{4 \cdot 71}{3.14 \cdot 5,5^2} = 3,1 \text{ м/с}$$

Гідравлічний опір скрубєра при фактичній швидкості 900 Па [18].

2.5 Розрахунок рукавного фільтра (другої ступені очищення)

Питоме газове навантаження або швидкість фільтрації, згідно з паспортними даними фільтру типу ФРІР $\leq 1,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{хв}$. Отже, приймаємо питоме газове навантаження на фільтр рівне $q = 1,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{хв}$.

Площа необхідної фільтруючої поверхні, м^2 :

$$F = \frac{Q_{2р.у.}}{q} \cdot 60 = \frac{33,5}{1,5} \cdot 60 = 1340 \text{ м}^2$$

Обираємо рукавний фільтр типу або ФРІР-1800 з наступною технічною характеристикою[19]:

Параметр	Значення
Продуктивність, $\text{м}^3/\text{год}$	До 160 000
Площа фільтрації, м^2	1800
Кількість фільтрувальних елементів, штук	1008
Довжина фільтрувального елемента, м	4,15
Маса фільтру, т	52
Витрата стислого повітря, $\text{нм}^3/\text{хв}$	Не більше 3,6
Тривалість циклу регенерації, хв	Не більше 8

Визначимо фактичне газове навантаження на фільтр [19]:

$$q_{\phi} = \frac{Q_{2p.y}}{F_{\phi}} = \frac{33,5}{1800} = 0,028 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с} = 1,116 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{хв}$$

Обчислюємо динамічний коефіцієнт в'язкості газу, Па·с:

$$\mu = \mu_0 \frac{273 + C'}{T + C'} \left(\frac{T}{273} \right)^{1,5}$$

де μ_0 - динамічний коефіцієнт в'язкості газу, Па·с, : ($\mu_{CO_2} = 13,7 \cdot 10^{-6}$, $\mu_{O_2} = 20,3 \cdot 10^{-6}$, $\mu_{CO} = 16,6 \cdot 10^{-6}$, $\mu_{SO_2} = 12,34 \cdot 10^{-6}$, $\mu_{N_2} = 17 \cdot 10^{-6}$ Па·с[15];

C' - постійна Сезерленда, $C'(CO_2) = 254$, $C'(CO) = 100$, $C'(O_2) = 131$, $C'(SO_2) = 416$, $C'(N_2) = 114$ [15];

T – температура газу, °С.

$$\mu_{CO_2} = 13,7 \cdot 10^{-6} \frac{273+254}{273+110+254} \left(\frac{273+110}{273} \right)^{1,5} = 18,82 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с};$$

$$\mu_{CO} = 16,6 \cdot 10^{-6} \frac{273+100}{273+110+100} \left(\frac{273+110}{273} \right)^{1,5} = 21,29 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$$

$$\mu_{N_2} = 17 \cdot 10^{-6} \frac{273+114}{273+110+114} \left(\frac{273+110}{273} \right)^{1,5} = 23,7 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$$

$$\mu_{O_2} = 20,3 \cdot 10^{-6} \frac{273+131}{273+110+73} \left(\frac{273+110}{273} \right)^{1,5} = 26,48 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$$

$$\mu_{SO_2} = 12,54 \cdot 10^{-6} \frac{273+416}{273+110+416} \left(\frac{273+110}{273} \right)^{1,5} = 12,54 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$$

Знаходимо динамічну в'язкість суміші:

$$\mu_{см} = (2,5 \cdot 21,29 + 4,5 \cdot 18,82 + 78,8 \cdot 23,7 + 0,02 \cdot 12,54 + 14 \cdot 26,48) 10^{-6} / 100$$

$$\mu_{см} = 23,7 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}.$$

Розраховуємо постійні фільтрування А і В:

$$A = 0,475 \frac{(1 - \varepsilon_n)}{\varepsilon_{\text{тк}}^{3,24} \cdot \varepsilon_n^3 \cdot d_m^{1,77}} = 0,475 \cdot \frac{(1 - 0,88)}{0,75^{3,24} \cdot 0,88^3 \cdot (1 \cdot 10^{-6})^{1,77}} =$$

$$= 187 \cdot 10^7 \text{ м}^{-1}$$

$$B = 817 \frac{(1 - \varepsilon_n)}{d_m^2 \cdot \varepsilon_n^3 \cdot \rho_{\text{ч}}} = 817 \cdot \frac{(1 - 0,88)}{(1 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 0,88^3 \cdot 4200} = 3,42 \cdot 10^{10} \text{ м/кг}$$

де ε_n - пористість шару пилю; $\varepsilon_n = 1 - 79 d^{0,47} = 1 - 79(1 \cdot 10^{-6})^{0,47} = 0,88$;

$\varepsilon_{\text{тк}}$ - пористість тканини (голкопробивний поліефірний фетр), долі од.;

$\varepsilon_{\text{тк}} = 0,75$;

d_m - середній медіанний розмір частинок пилю, м;

$\rho_{\text{ч}}$ - щільність частинок пилю, г/м³.

Гідравлічний опір тканини, Па:

$$\Delta P_{\text{т}} = 187 \cdot 23,7 \cdot 10^{-6} \cdot 0,029 = 886 \text{ Па}$$

де A – постійна фільтрування, м⁻¹;

$V_{\text{ф}}$ – фактична швидкість фільтрації, яка дорівнює $q_{\text{ф}}$, та має значення $0,029 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ [20].

$\mu_{\text{г}}$ – динамічна в'язкість газової суміші, Па·с (табл. 3.2).

Тривалість періоду фільтрування між двома регенераціями:

$$t_p = \frac{2000(886 - 3,98 \cdot 10^7 \cdot 2,2 \cdot 10^{-4})}{3,98 \cdot 10^7 \cdot 6 \cdot 10^{-3} \cdot 0,0178} = 2111,97 \text{ с} = 49,2 \text{ хв}$$

Визначимо ефективність рукавного фільтру. Якщо прийняти залишкову запиленість газу $z_2 = 20 \text{ мг/м}^3$, виходячи з технічної характеристики роботи рукавного фільтру марки ФРІР-1800, тоді [19]

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

2.6 Підбір димотяга

Димотяг обираємо на основі аеродинамічного розрахунку газовідвідного тракту [17]. Продуктивність димотягу Q_d приймаємо з запасом 10% незалежно від температури газів, але з поправкою на барометричний тиск $p_{бар} = 100$ кПа:

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

$$Q_p = 116 \text{ м}^3/\text{с} = 417000 \text{ м}^3/\text{год. за робочих умов.}$$

Розрідження, яке створює димотяг, приведенне до каталожних умов :

$$\Delta P_{кат} = 1,2 \cdot \Delta P_p \cdot K = 1,2 \cdot 1492,25 \cdot 0,228 = 408,27 \text{ Па}$$

де, ΔP_p - сумарний опір газовідвідного тракту;

K – коефіцієнт перерахунку.

$$K = \frac{(273 + T_r) \cdot 101,3 \cdot \rho_{0r}}{(273 + T_{кат}) \cdot p_{бар} \cdot \rho_{0в}} = \frac{(273 + 200) \cdot 101,3 \cdot 0,68}{(273 + 200) \cdot 100 \cdot 1,3} = 0,228$$

Визначаємо продуктивність Q_d :

$$Q_d = 1,1 \cdot Q_p \cdot \frac{101,3}{p_{бар}} = 1,1 \cdot 417000 \cdot \frac{101,3}{100} = 463735,6 \text{ м}^3/\text{год}$$

Підбираємо для транспортування газу вентилятор типу VM180/1100 у кількості 2 штук.

Основні параметри вентилятора та їх значення приведені у табл 2.4[21]

Таблиця 2.4 – Основні параметри вентилятора

Параметр	Значення
1	2
Продуктивність, м ³ /год	100 000-260 000
Максимальна температура газу на вході, °С	+200

Кінець табл. 2.4

1	2
Встановлена потужність електродвигуна, кВт	925
Частота обертання робочого колеса, об/хв.	1500
Напруга живильної мережі, кВ	6
Робочий тиск, Па	11250-14900
Мінімальна температура експлуатації, °С	-40
Максимальна температура експлуатації, °С	+40

2.7 Розрахунок димової труби

Очищені гази після газоочистки розсіюються в атмосфері через димовутрубу, $H = 80$ м. Діаметр гирла труби, $D_{\Gamma} = 5,4$ м.

Гідравлічний опір димаря:

$$\Delta P_{\text{тр}} = \lambda \cdot \frac{H}{d_{\text{тр}}} \cdot \rho_{\Gamma} \cdot \frac{\omega^2}{2} = 0,017 \cdot \frac{80}{5,4} \cdot 0,68 \cdot \frac{18^2}{2} = 24,5 \text{ Па}$$

де: λ – коефіцієнт гідравлічного опору по довжині труби, приймаємо 0,017;

$H_{\text{тр}}$ – висота димової труби, дорівнює 80 м;

ρ_{Γ} – густина газів перед димовою трубою, 0,68 кг/м³.

Розрахунок опору на виході з димової труби ведеться за формулою:

$$\Delta P_{\text{вих.тр}} = \xi_{\text{вих}} \cdot \rho_{\Gamma} \cdot \frac{\omega^2}{2} = 1,15 \cdot 0,68 \cdot \frac{18^2}{2} = 126,7 \text{ Па}$$

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

Встановлюємо величину динамічного тиску, який необхідно створити для швидкості газу у гирлі труби $W_{\text{уст.}} = 18$ м/с:

$$\Delta P_{\text{д}} = \rho_{\Gamma} \cdot \frac{\omega^2}{2} = 0,68 \cdot \frac{18^2}{2} = 110,2 \text{ Па}$$

Тоді величина сумарного тиску буде становити:

$$P_{\Sigma} = \Delta P_{\text{вх.тр}} + \Delta P_{\text{вих.тр}} + \Delta P_{\text{д}} = 24,5 + 126,7 + 110,2 = 261,4 \text{ Па}$$

Тоді самотяга буде мати наступну величину:

$$P_c = (\rho_{\text{атм}} - \rho_{\Gamma}) \cdot q \cdot H_{\Gamma}$$

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

$$\rho_{\text{атм}} = \rho_0 \cdot \frac{273 \cdot B}{(273 + t_{\text{ос}}) \cdot B_{\text{ст}}} = 1,293 \cdot \frac{273 \cdot 101,3}{(273 + 25) \cdot 101,3} = 1,185 \text{ кг/м}^3$$

де ρ_0 – густина повітря за нормальних умов, кг/м^3 , $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$;

$t_{\text{ос}}$ – температура навколишнього середовища, $^{\circ}\text{C}$, приймаємо 25°C ;

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

Отже самотяга труби:

$$P_c = (1,185 - 0,68) \cdot 9,81 \cdot 80 = 396 \text{ Па.}$$

Визначаємо необхідність у додатковому тиску:

$$P_{\text{дод.}} = P_c - P_{\Sigma} = 396 - 261,4 = -34,6 \text{ Па}$$

Отже встановлено, що $P_{\text{дод.}} < 0$, необхідно додати до опору газовідвідного тракту $134,6 \text{ Па}$.

Розраховуємо повний розрахунковий опір газового тракту:

$$\Delta P = 3000 + 3911 + 134,6 = 7045,6 \text{ Па.}$$

Результати розрахунку газовідвідного тракту, з урахуванням гідравлічних опорів газоочисних апаратів заносимо до табл. 2.5.

Ділянка 1: Колектор-електрофільтр

Ділянка 2: Електрофільтр – димотяг

Ділянка 3: Димотяг – скруббер

Ділянка 4: Скрубер – рукавний фільтр

Ділянка 5: Рукавний фільтр – димова труба

Таблиця 2.5 – Результати розрахунку аеродинаміки газівідвідного тракту

№ ділянки	t, °C	Q _p , м ³ /с	Втрати тиску							
			l, м	d, м	W, м/с	Вид місцевого опору	ξ _m	ΔP _m , Па	ΔP _l , Па	ΔP _Σ , Па
1	220	116	20	2,8	18,8	Вихід з колектора	0,28	242,7	23,5	266,2
						Конфузор	0,08			
						Секційне коліно, 2 шт	0,78			
Електрофільтр										250
2	199,6	58	10	2,0	18,4	Секційне коліно, 2 шт	0,39	354,8	39,5	394,3
						Вхід до димотягу	0,07			
						Розділення потоків	1,1			
Димотяг										
3	199,7	116	10	2,8	18,79	Поворот	0,15	412,4	38,7	451,1
						Засувка	0,06			
						З'єднання потоків	1,25			
Скрубер										900
4	190	53,85	25	2,0	17,0	Засувка	0,06	42,05	84,75	126,8
						Дифузор	0,12			
Рукавний фільтр										1500
5	110	33,5	25	1,5	18,9	Засувка	0,06	240,05	58,8	298,85
						Секційне коліно, 2 шт	0,39			
Димова труба										

3 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ТЕХНОГЕННА БЕЗПЕКА

3.1 Характеристика потенційних небезпечних та шкідливих виробничих факторів

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/м², на робочім місці машиніста ексгаустера – 3500 Вт/м², при нормативі 140 Вт/ м².

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. Несприятливий вплив високих температур повітря підсилюється впливом випромінюваного тепла.

Тепловий ефект впливу опромінення залежить від довжини хвилі й інтенсивності потоку, випромінювання ділянки, що опромінюється, організму, тривалості опромінення й переривчастості його, кута падіння променів, одягу. Потоки теплових випромінювань у гарячих цехах створюють в основному інфрачервоні промені довжиною хвилі до 10мкм. Ледь помітне теплове відчуття виникає вже при інтенсивності опромінення 0,08 кДж /м² год (при довжині хвилі 2,9 мкм) або 1,7 кДж /м² год (при довжині хвилі 1,3 мкм); при останній довжині хвилі інтенсивність опромінення 54 кДж / м² год викликає приємне відчуття. Верхня межа оптимального опромінення менш 1,25МДж/ м² ч.

Багато технологічних процесів (дроблення, просівання, перевантаження компонентів шихти й агломерату, їх перемішування, спікання і т.д.) супроводжується виділенням пилу, що негативно впливає на

організм людини й в основному на його органі подиху, що іноді погіршує виробничу обстановку (видимість, орієнтування) у межах робочої зони, що й приводить до швидкого руйнування тертьових частин машини. Крім того, пил може бути вибухонебезпечною й бути джерелом статичних зарядів електрики [24,25,26].

Постійно запиленими на аглофабриках є приміщення циклу повернення, дроблення, сортування руди, спікальних стрічок, шихтового відділення. Кількість пилу на робочім місці агломератника - 1050 мг/м^3 , дробильника – 1500 мг/м^3 , машиніста ексгаустера - $135,95 \text{ мг/м}^3$, при нормативі $4,0 \text{ мг/м}^3$.

Технологічний процес пов'язаний з безперервним збільшенням потужності й продуктивності устаткування, яке досягається збільшенням робочих швидкостей машин. Наслідком останнього є зростання динамічних зусиль, вібрацій і шуму.

Основною причиною виникнення шуму гуркоту на низьких і середніх частотах є вібрації бічних стінок короба й тічок, що обумовлене відцентровими силами, що виникають при обертанні дебалансів, ударним характером впливу деталей підшипникових вузлів вібратора, а також ударами шматків сортуємого матеріалу.

При роботі дробарок, агломашин і ексгаустера виділяється значний рівень шуму – 98 дБА, 100 дБА, 99 дБА відповідно.

Рівень вібрації при роботі гуркоту, агломашин і ексгаустера становить 98 - 100 дБ, що перевищує нормативне значення – 92 дБ. Вплив вібрації викликає спазми судин, впливає на нервову систему, шлунково-кишковий тракт, м'язи, кістково-суглобний апарат, зір, слух.

Технологічні гази, що відходять від агломашини, містять такі шкідливі компоненти як сірчистий ангідрид, оксид вуглецю, оксиди азоту, аміаку, оксиди марганцю, тому невеликі кількості цих шкідливих речовин можуть надходити в повітря робочої зони. Концентрації таких шкідливих речовин як

оксиди марганцю, диоксид азоту перевищують ПДК і становлять відповідно 0,35 мг/м³, 1,8 мг/м³ (ПДК відповідно 0,05 мг/м³, 2 мг/м³).

По показниках, наведених у табл. 3.1, слід уважати робоче місце агломератника з особливо шкідливими й особливо важкими умовами праці, що відповідає показникам Списку №1: доплати – 24%, додаткова відпустка – 14 днів, проф.харчування – молоко.

3.2 Заходи з поліпшення умов праці. Виробнича санітарія

Одним з основних способів попередження виділення пилу при спіканні агломерату є повне вкриття агломераційної машини, включаючи її робочу частину, холостий хід і всю систему видачі агломерату. Укривання робочої частини агломераційних стрічок слід робити по всій довжині хвостової частини машини до запального горна й по всій ширині прорізу міжповерхового перекриття, де розташована машина, включаючи зазори між машиною й перекриттям [27].

Над хоперами є витяжні зонти. Обсяг повітря, що відсмоктується від кожного витяжного зонту, дорівнює 80000 м³/год з розрахунку створення швидкості руху повітря в зазорі між витяжним зонтом й бортиком хопера, рівної 2 м/с. Запилене повітря, що відсмоктується від зонтів і укриттів, проходить очистку.

Уловлений в процесі очистки пил повертається в технологічний процес. Тому що просівання агломерату відбувається безупинно, а навантаження в хопери – періодично, то витяг повітря з укриттів гуркотів, дробарок і витяжних зонтів над хоперами здійснюється роздільно.

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

Таблиця 3.1 – Оцінка факторів виробничого середовища трудового процесу агломератника.

Робоче місце – оператор газоочищення

№ 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 ³ : I клас небезпеки - Ангідрид хром II клас небезпеки- Марганцю оксид, аерозоль III - IV клас небезпеки: 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 ³	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 ²						
8.	Мікроклімат у приміщенні: -температура повітря, °C -швидкість руху повітря, м/с -відносна вологість повітря, % -інфрачервоне випромінювання, Вт/м ²	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					

Холостий хід агломераційної машин слід екранувати по висоті приміщення на ділянці від стіни, що відокремлює приміщення холостого ходу від розвантажувальної частини, до приводної зірочки в головній частині.

Над місцем завантаження агломерату у вагони слід улаштувати зонти, з'єднані з жолобами видачі. При цьому необхідно ущільнювати всю трасу жолобів видачі агломерату.

У результаті укривання агломераційних машин поліпшуються умови праці, внаслідок того, що:

Виключається необхідність відсмоктування повітря, що йде на технологічні потреби спікання, з обсягу приміщення; усувається розрідження й пов'язаний з ним підсмоктування нагрітого й запиленого повітря з інших приміщень головного корпусу.

Нормалізується робота аераційних і вентиляційних обладнань, створюється можливість подачі чистого не запиленого повітря й полегшується боротьба з надлишками тепла й загазованістю.

Створюються умови для ефективного відсмоктування з укриттів над хвостовою частиною агломераційних стрічок, колосникового гуркоту, жолобів видачі та ін., що дозволяє вловити й використовувати значну кількість коштовної сировини [28].

Усувається забруднення атмосферного повітря пилом, що викидається витяжними трубами, укриттів хвостової частини стрічок і трубами бункерів або барабанів гасіння звороту.

Для поліпшення умов праці робочих зайнятих на видачі агломерату, служить спеціальний коридор з якого проводиться обслуговування пневмозатворів бункерів навантаження.

Захист від теплових випромінювань і надлишкового тепла. У цеху спікання через наявність великої кількості надлишкового тепла відбувається значне підвищення температури повітря. Несприятливий вплив високих температур повітря підсилюється впливом випромінюваного тепла.

Внаслідок виділення великої кількості надлишкового тепла в агломераційному цеху потрібен значний повітрообмін, особливо в літню пору.

Для ослаблення шуму шумливі агрегати по можливості необхідно концентрувати в одному або декількох місцях цеху й обгороджувати звукоізолюючими перегородками, або влаштовувати для персоналу звукоізолюючі кабінки з оглядовими вікнами. У якості звукобірних матеріалів застосовують пористі матеріали, де відкриті назвні пори заповнені повітрям [29].

Шум тертя послабляється змащенням деталей грузлими рідинами.

Для індивідуальних засобів захисту органів слуху застосовують противошуми (антифони), зовнішні й внутрішні. Зовнішні противошуми (шумозахисні навушники) прикривають вушну раковину. Внутрішні (заглушки, вкладиші) вставляють у зовнішній слуховий прохід.

Ослаблення вібрації досягають конструктивними й технологічними заходами:

- 1) удосконаленням, балансуванням обертових частин для забезпечення плавності роботи устаткування;
- 2) усунення дефектів і розхитаності окремих частин;
- 3) використанням динамічних гасителів.

Для ослаблення шкідливих промислових вібрацій застосовуємо віброізоляцію. У якості амортизаторів для всього промислового устаткування застосовуємо гумові прокладки (основний режим роботи цього амортизатора – робота на стиск і частково на зрушення). Але недоліками гумових прокладок є чутливість до низьких температур, а також втрата амортизаційних якостей під впливом атмосферних умов. Такі прокладки порівняно добре затримують поширення тільки високочастотних вібрацій.

До санітарно-гігієнічних заходів відносять питний режим, режим праці й відпочинку. Науково-обґрунтований режим праці й відпочинку повинен визначати як загальний за зміну час відпочинку, так і найбільш доцільні

моменти для відпочинку і їх тривалість, що повинне забезпечувати високий і стійкий рівень працездатності без шкоди для здоров'я робітників. Перерви на відпочинок повинні бути зв'язані з технологічним процесом і надаватися в технологічні паузи.

Для зниження важкості праці й підвищення працездатності необхідно поряд з механізацією трудомістких робіт обмежити тривалість виконання робіт зі значними статичними зусиллями шляхом підміни напарником [30].

Для профілактики порушення водного балансу в робочих основних професій рекомендується пити прохолодні напої (квас, газовану або мінеральну воду) невеликими порціями (200 мл), враховуючи, що вода вгамовує спрагу швидше й краще при температурі її 12-15 °С.

До індивідуальних засобів захисту в мікрокліматі, що нагріває, відносять спецодяг. Спецодяг виготовляється з матеріалів з низькою теплопровідністю теплові промені, що й максимально відбивають (льон, бавовняна тканина) [31].

3.3 Електробезпека

Виробничі приміщення агломераційного цеху по небезпеці враження електричним струмом ставляться до особливо небезпечних приміщень, тому що вони мають чотири ознаки, властиві приміщенням з підвищеною небезпекою.

Агломераційне відділення відноситься до особливо небезпечних відносно враження електричним струмом. У цеху використовуються чотирьохпроводні електричні мережі із глухозаземленою нейтраллю змінного струму й менше 1000 В двухпроводні електричні мережі постійного струму.

У ланцюгах змінного струму використовується напруга 36, 220, 380, 6000 В. Напруга 36 В використовується для живлення переносних

освітлювальних ліхтарів, напруга 220 В – для загального й локального освітлення, напруга 380, 6000 В – для харчування електродвигунів і ексгаустерів.

Для захисту від дотику до металевих частин устаткування, що оказались під напругою, використовують захисне заземлення, захисне занулення, захисне відключення [31].

Для попередження про небезпеку використовують попереджувальні плакати: застережливі, що забороняють, що дозволяють, що нагадують. Постійні попереджувальні сигнали встановлені на дверях приміщень електроустановок напругою понад 1000 В та в інших небезпечних місцях.

3.4 Пожежна безпека

У будинках агломераційного цеху розміщаються виробничі приміщення різних категорій небезпеки: Б, Г, Д [32].

До категорії Б відносяться приміщення випалу перевести на випалювальних машинах КМ-14 і ОПР, приміщення спікання агломерату. Будинку агломераційного цеху будуть мати II ступінь вогнестійкості. До категорії Г відносяться приміщення шихтового відділення, відділення агломерації й гарячого повернення. До категорії Д відносять всі інші виробничі приміщення цеху.

Для запобігання пожеж виробничі приміщення різних категорій відділені друг від друга, а також від галерей транспортерів, коридорів і сходових маршів протипожежними стінами. Передбачені проектом прорізи в протипожежних стінах захищені протипожежними дверми, обладнаними устаткуванням для самостійного закривання. Отвори в стінах і перекриттях для кабелів і трубопроводів захищені шляхом набивання мінеральної вати. Кабельні тунелі й канали виконані з негорючих матеріалів і розділені на протипожежні відсіки довжиною не більш 150 м [21].

Виробничі приміщення категорії Б оснащуються наступними переносними вогнегасниками: ВПП - 10 (хімічно пінними) у кількості 2 шт., ВП-10-01 (порошковими) із зарядом АВС(Е) у кількості 2 шт., ВВ-8 (вуглекислотними) у кількості 2 шт.

Виробничі приміщення категорії Г и Д оснащуються двома переносними вогнегасниками ВПП – 10 і двома вогнегасниками ВП-10-01 із зарядом ВР(Е).

Первинні засоби пожежогасіння розміщені у виробничих приміщеннях на пожежних щитах. Комплект засобів пожежогасіння містить у собі: вогнегасники – 6 (4)шт., ящик з піском обсягом 0,1 м³, покривало з негорючого матеріалу, розміром 2м x 2м, дві лопати, два ломы, дві сокири й три гаки.

3.5 Розрахунок часу евакуації зі спікального відділення

Так як найдовшим є евакуаційний шлях №1 (рис. 3.1), то розрахунок будемо вести по ньому.

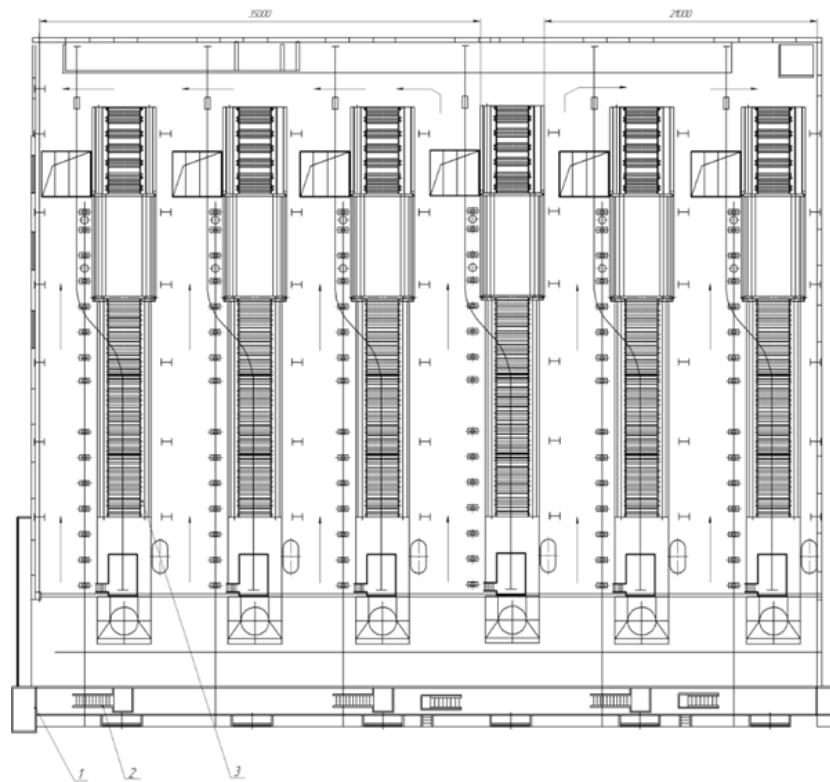
Ділянка №1:

$$D_1 = \frac{N_1 \cdot f}{l_1 \delta_1},$$

де :f-площа горизонтальної проекції людини; для дорослої людини приймаємо f=0.1.

По величині D_1 [23] знаходимо швидкість руху людей на ділянці $v_1=100$ м/хв та інтенсивність руху $q_1=1$ м/хв.

$$D_1 = \frac{8 \cdot 0.1}{60 \cdot 5} = 0.003 \text{ м}^2/\text{м}^2,$$



1 – двері; 2 – сходи; 3 – агломераційна машина

Рисунок 3.1 – Розрахункова схема евакуації робітників зі спікального відділення агломераційного цеху

Час евакуації на цій ділянці, хв:

$$\tau_1 = \frac{l_1}{v_1},$$

де v_1 - швидкість руху людей на ділянці, м/хв

l_1 – довжина ділянки, м.

$$\tau_1 = \frac{60}{100} = 0.6 \text{ хв},$$

Ділянка №2:

Інтенсивність руху на ділянці, м/хв:

$$q_2 = \frac{q_1 \cdot \delta_1}{\delta_2},$$

$$q_2 = \frac{1 \cdot 5}{0.7} = 7.14 \text{ м/хв},$$

тоді $v_2=88$ м/хв [23], час евакуації на цій ділянці:

$$\tau_2=10/88=0,11 \text{ хв}.$$

Ділянка №3:

Щільність потоку на ділянці, $\text{м}^2/\text{м}^2$:

$$D_3 = \frac{N_3 \cdot f}{l_3 \cdot \delta_3},$$

$$D_3 = \frac{3 \cdot 0.1}{6 \cdot 5} = 0.01 \text{ м}^2/\text{м}^2,$$

$v_3=100 \text{ м/хв}$, $q_3=1 \text{ м/хв}$ [23].

Час евакуації на цій ділянці:

$\tau_3=15/100=0,15 \text{ хв}$.

Ділянка №4:

Інтенсивність руху на ділянці:

$$q_2 = \frac{1.6 \cdot 5}{3} = 2.67 \text{ м/хв},$$

Швидкість руху людей на ділянці $v_4=100 \text{ м/хв}$ [23], час евакуації на цій ділянці: $\tau_4=15/100=0,15 \text{ хв}$.

Розрахунковий час евакуації, хв:

$$\tau_p=0,6+0,11+0,15+0,15=1,01 \text{ хв}$$

Необхідний час евакуації, хв:

$$\tau_n = \tau_{\Pi} + \tau_k + \tau_{\text{л}},$$

де τ_{Π} - час, який необхідний для евакуації з виробничого приміщення; для даного приміщення приймаємо $\tau_{\Pi}=0.75$ [23];

τ_k – час, який необхідний для евакуації по коридорам; $\tau_k=2 \text{ хв}$ [23];

$\tau_{\text{л}}$ – час, необхідний для евакуації по сходам; $\tau_{\text{л}}=0,8$.

Необхідний час евакуації:

$$\tau_n=0,75+2,0=2,75 \text{ хв}$$

Так як розрахунковий час евакуації менший за необхідний, то евакуаційний шлях обрано вірно.

4 ОРГАНІЗАЦІЙНО - ЕКОНОМІЧНА ЧАСТИНА

4.1 Організація роботи на ділянці очищення газів

Організаційна структура управління ділянкою газоочистки, як і цехом, являє собою лінійно-функціональну схему: начальник цеху - начальник зміни - майстер газоочисної установки (ГОУ).

Начальник зміни є оперативним керівником роботи цеху в кожній зміні. Йому безпосередньо підпорядковується майстер ГОУ.

Майстер газоочисної установки є адміністративно-технічним керівником робітників-технологів своєї ділянки, він стежить за забезпеченням безперебійної роботи установки цеху, яка вловлює пил та газ, контролює дотримання технологічних параметрів і процесів, виявляє і усуває причини їх порушення, забезпечує повне завантаження і правильне використання обладнання, утримання його в справному стані, а також належний порядок і чистоту на робочих місцях та прилеглої до ділянки території.

Оператор ГОУ спостерігає за ходом технологічного процесу очищення газів, контролює показання приладів контролю і регулювання процесу. Роботою оператора керує бригадир.

Відповідно графіку поточних оглядів і капітальних ремонтів основного устаткування складається графік проведення оглядів і ремонтів обладнання газоочисної установки, з якого розраховується кількість днів і годин простою обладнання на огляди і для заміни поламаних деталей. Потім розраховується час роботи обладнання з урахуванням простоїв. Результати розрахунків зводимо у таблицю 4.1.

За базовим та проектним варіантах простої на поточні та капітальні ремонти становлять 15 днів на рік. Ефективний фонд часу газоочисної установки, г:

$$T_{ЭФ} = T_{КАЛ} - T_{РЕМ}$$

де $T_{\text{кал}}$ - календарне фонд часу роботи газоочистки, год; $T_{\text{рем}}$ - простій на плановий ремонт, г.

Коефіцієнт використання установки у часі:

$$K_{\text{исп}} = \frac{T_{\text{эф}}}{T_{\text{кал}}}$$

Результати розрахунку представлені в таблиці. 4.1.

Таблиця 4.1. - Баланс робочого часу газоочисної установки

Показники	Одиниці виміру	Базовий варіант	Проектний варіант
Режим роботи газоочисної установки	—	Безперервний	Безперервний
Календарний час роботи, $T_{\text{кал}}$	Дні години	365 $365 \cdot 24 = 8760$	365 $365 \cdot 24 = 8760$
Простій на плановий ремонт, $T_{\text{рем}}$	Дні години	15 $15 \cdot 24 = 360$	15 $15 \cdot 24 = 360$
Ефективний фонд часу, $T_{\text{эф}}$	Дні години	$365 - 15 = 350$ $350 \cdot 24 = 8400$	$365 - 15 = 350$ $350 \cdot 24 = 8400$
Коефіцієнт використання, $K_{\text{исп}}$	—	$\frac{350}{365} = 0,959$	$\frac{350}{365} = 0,959$

Висновок: коефіцієнти використання газоочисної установки базового та проектного варіантів рівні, так як, простій на ремонт газоочисного устаткування однакові.

4.2 Планування виробничої програми

Річну виробничу потужність газоочисної установки визначаємо за формулою, м³/рік:

$$П = N \cdot T_{\text{эф}} \cdot n$$

де, N - технічна норма продуктивності основного агрегату очисної установки в одиницю часу, м³/год. (н. у.).

T_{ef} - річний фонд ефективного часу роботи газоочисної установки, год.;

n - кількість паралельно працюючих основних апаратів газоочисної установки.

За базовим варіантом технічна продуктивність становить 220000 нм³ / год. (при нормальних фізичних умовах - НФУ).

$$P_{баз} = 220000 \cdot 8400 \cdot = 1848 \cdot 10^6 \text{ (нм}^3 \text{ / рік)}.$$

За проектним варіанту технічна продуктивність становить 78800м³/год. (при НФУ). Тоді

$$P_{пр} = 220000 \cdot 8400 = 1848 \cdot 10^6 \text{ (нм}^3 \text{ / рік)}.$$

Кількість уловленого пилу визначаємо з виразу, т:

$$Q = \frac{(Z_1 - Z_2) \times P}{10^6}$$

де Z_1 - запиленість газу до очищення, г / м³;

Z_2 - запиленість газу після очищення, г / м³.

За базовим варіантом кількість уловленого пилу дорівнює:

$$Q_б = (5 - 0,03) \cdot 1848 \cdot 10^6 / 10^6 = 9184,56 \text{ т.}$$

За проектним варіанту кількість уловленого пилу дорівнює:

$$Q_{пр} = (5 - 0,02) \cdot 1848 \cdot 10^6 / 10^6 = 9203,04 \text{ т.}$$

Приймаємо втрати уловленого продукту при утилізації 10%. Тоді кількість утилізованого пилу:

$$Q_{ут} = 0,9 \cdot Q_{пр} = 0,9 \cdot 9184,56 = 8266,104 \text{ т}$$

$$Q_{ут} = 0,9 \cdot Q_{пр} = 0,9 \cdot 9203,04 = 8282,736 \text{ т}$$

Уловлений пил повертається у виробництво.

Економія від утилізації продуктів, що уловлюються в процесі очистки газів, грн

$$\mathcal{E}_y = Q_{ym} \cdot C$$

де $Q_{ут}$ - кількість утилізованого продукту, т;

Ц - покупна ціна рудного концентрату 1047,73 грн/т.

$$\text{Эу}_{(б)} = 1047,73 \cdot 8266,104 = 8625431,54 \text{ грн.}$$

$$\text{Эу}_{(пр)} = 1047,73 \cdot 8282,7 = 8678033,27 \text{ грн.}$$

Результати розрахунку заносимо до табл. 5.2.

Відповідно до Податкового кодексу України [32] сума податку, який береться за викиди до атмосферного повітря забруднюючих речовин стаціонарними джерелами розраховується за формулою:

$$P_{вс} = \sum_{i=1}^n (M_i \cdot H_{pi}),$$

де M_i – фактична кількість викидів i -ої забруднюючої речовини в тонах (т);

H_{pi} - проіндексована ставка податку в поточному році за тону году i -ої забруднюючої речовини, грн.

Ставки податку за викиди до атмосферного повітря від стаціонарних джерел для сульфур(IV)оксиду становить 1968,65 грн/т.

Кількість викидів сульфур(IV)оксиду від 1 агломераційної машини після базової системи очищення розраховують виходячи з кінцевої концентрації діоксида сірки в газі 0,56 г/м³.

Кількість викидів сульфур(IV)оксиду від 1 агломераційної машини після базової системи очищення розраховують виходячи з кінцевої концентрації в газі 0,18 г/м³:

Кількість SO₂, яка була знешкоджена:

$$SO_{2\text{поч}} - SO_{2\text{кін}} = 1,2 - 0,18 = 1,02 \text{ Гр/м}^3$$

Результати розрахунків зводимо в таблицю 4.2.

Таблиця 4.2 – Виробнича програма

Показник	Одиниці виміру	Базовий варіант	Проектний варіант
1	2	3	4
Річна продуктивність газоочисної установки, P	млн. м ³	1848	1848
Технічна норма продуктивності, N	нм ³ /год.	220000	220000
Початкова запиленість, Z_I	г/нм ³	5	5

Кінець табл. 4.2

1	2	3	4
Кінцева запиленість, Z_2	г/нм ³	0,03	0,02
Кількість вловленого пилю, Q	т	9184,56	9203,04
Кількість утилізованого пилю, $Q_{ут}$	т	8266,104	8282,7
Економія від утилізації пилю		8625431,54	8678033,27
Початковий вміст SO ₂ ,	гр/м ³	1,2	1,2
Кінцевий вміст SO ₂	гр/м ³	-	0,18
Зменшення екологічного податку		-	200823

4.3 Розрахунок штатної чисельності та фонду оплати праці основних робітників

Розраховуємо кількість робочих для обслуговування рукавного фільтра, що складається з 4-ьох секцій, електрофільтра що складається з 2 секцій, і димососа.

Час обслуговування 1 умовної одиниці (однієї секції): $t_0 = 1,2$ чол-год.

Оскільки апарат (рукавний фільтр) складається з декількох умовних одиниць (4 секції), то в першу чергу визначаємо час обслуговування одного апарату, чол-год:

$$t = t_0 \cdot K_2$$

де t_0 – час обслуговування однієї умовної одиниці, чол-год;

K_2 – емпіричний коефіцієнт, що дорівнює:

$$K_2 = 1,1^m$$

де m – число умовних одиниць в апараті (секцій в рукавних фільтрах).

$$K_2 = 1,1^4 = 1,464, \text{ тоді}$$

$$t = 1,2 \cdot 1,464 = 1,757 \text{ чол-год.}$$

Приймаємо 2 чоловік.

Для електрофільтра, який складається з двох секцій:

$$K_2 = 1,1^2 = 1,21, \text{ тоді}$$

$$t = 1,2 \cdot 1,21 = 1,452 \text{ чол} \cdot \text{год.}$$

Приймаємо 2 чоловік.

Визначаємо сумарне середньо змінний час обслуговування агрегатів:
для рукавного фільтра:

$$T_{RF} = 1,757 \cdot 1,2 = 2,1 \text{ чол} \cdot \text{год} / \text{зм},$$

для електрофільтра:

$$T_{EF} = 1,452 \cdot 1,2 = 1,74 \text{ чол} \cdot \text{год} / \text{зм},$$

для димососа:

$$T_{дим} = t \cdot 1,2^n = 0,9 \cdot 1,2^1 = 1,08, \text{ чол} \cdot \text{год} / \text{зм}.$$

Визначаємо сумарний середньо змінний час обслуговування установки
за базовим варіантом:

$$T_{уст} = T_{RF} + T_{дим}, \text{ чол} \cdot \text{год} / \text{зм}$$

$$T_{уст} = 2,1 + 1,08 = 3,18 \text{ чол} \cdot \text{год} / \text{зм}.$$

за проектним варіантом:

$$T_{уст} = 1,74 + 1,08 = 2,82 \text{ чол} \cdot \text{год} / \text{зм}.$$

Змінне загальну явочну чисельність обслуговуючого персоналу
визначаємо за формулою:

$$Ч_{яв} = \frac{T_{уст}}{l} \cdot \frac{S}{L}, \text{ чол} \cdot \text{год} / \text{зм}$$

де l – задана тривалість зміни, год.;

S – тривалість тижневого циклу роботи обладнання, год.;

L – тривалість робочого тижня, ч.

При безперервному 3-х змінному 4-х бригадному графіку:

$$Ч_{яв} = 3,18 \cdot 6,73 \cdot 24 / (8 \cdot 7 \cdot 24) = 0,38$$

$$Ч_{яв} = 2,82 \cdot 6,73 \cdot 24 / (8 \cdot 7 \cdot 24) = 0,34$$

Приймаємо $Ч_{яв} = 1$ чоловік в зміну.

Добовий склад, чол.:

$$Ч_{доб} = Ч_{яв} \cdot n_{зм},$$

де $n_{зм}$ – кількість робочих змін на добу.

$$Ч_{доб} = 1 \cdot 3 = 3, \text{ чол.}$$

Штатний склад основний робочих ділянки газоочистки дорівнює, чол.:

$$Ч_{шт} = Ч_{яв} \cdot (n_{зм} + n_{вих})$$

де $n_{зм}$ – кількість працюючих бригад на добу;

$n_{вих}$ – кількість непрацюючих бригад.

$$Ч_{шт} = 1 \cdot (3 + 1) = 4, \text{ чол.}$$

Списочний склад основний робочих ділянки газоочистки становить, чол.:

$$Ч_{сп} = Ч_{шт} \cdot K_{сп}$$

$$Ч_{сп} = 4 \cdot 1,152 = 4,608 \text{ чол.}$$

Приймаємо $Ч_{сп} = 5$ чоловік.

Визначаємо плановий фонд оплати праці на рік, грн./рік:

$$\Phi ОП_{пл.} = ЗП_{см} \cdot Ч_{сп} \cdot 12 = 10300 \cdot 5 \cdot 12 = 618000$$

Визначаємо нарахування на заробітну плату. Єдиний соціальний внесок на заробітну плату складає 36,3 %. Тоді:

$$Н_{\Phi ОП} = \Phi ОП_{пл.} \cdot \frac{22,6}{100} = 618000 \cdot 0,363 = 224334 \text{ грн./рік}$$

4.4 Розрахунок капітальних вкладень

Величина необхідних капітальних вкладень в основні фонди та оборотні кошти визначається методом прямого розрахунку окремих елементів вкладень.[39]

У загальному вигляді капітальні вкладення включають в себе такі статті витрат:

- Будівництво будівель та споруд;
- Технологічне та енергетичне обладнання;
- Підйомно-транспортне устаткування;
- Системи контролю та автоматики;

- Інші капітальні вкладення.

Капітальні вкладення в базовому варіанті приймаємо за заводськими даними. Капітальні вкладення по проектному варіанту приймаємо з урахуванням технічних рішень з реконструкції газоочистки.

Капітальні витрати C_k розраховують у вигляді питомих величин, віднесених до 1000 м³ газу (грн / 1000 м³):

$$C_k = (C_{осн.об} + C_m + C_n + C_{зд} + C_{мон}) \cdot \frac{1000}{3600 \cdot Q \cdot \tau}$$

де $C_{осн.об}$ - вартість основного обладнання, грн;

C_m - вартість установки і монтажу обладнання, грн,

$$C_{мон} = 0,3 \cdot C_{осн.об}$$

$C_{мон}$ - вартість монтажу комунікацій,

$$C_{мон} = 0,15 \cdot C_{осн.об}$$

C_n - вартість накладних витрат спеціалізованої організації, грн,

$$C_n = 0,2 \cdot C_{осн.об}$$

$C_{зд}$ - вартість будівлі, грн;

Q_c - витрата газів, що очищаються, м³ / год;

τ - Ефективний час роботи газоочистки за рік, ч.

За базовим варіантом потрібно обладнання за ціною:

- рукавний фільтр ФРІР-3850 = 2754000 грн.;

- ексгаустер = 1011540 грн.;

- газоходи - 880000 грн.;

- КІП складе 25% від вартості основного обладнання.

Вартість всього основного обладнання:

$$C_{осн.об} = 2754000 + 1011540 + 880000 = 4645540 \text{ грн.}$$

$$C_m = 0,3 \cdot 4645540 = 1393662 \text{ грн.};$$

$$C_{мон} = 0,15 \cdot 4645540 = 696831 \text{ грн.};$$

$$C_n = 0,25 \cdot 4645540 = 1184612,7 \text{ грн.}$$

$C_{зд}$ визначається множенням обсягу будівлі, необхідної для розміщення газоочисних апаратів, на ціну за 1 м³ будівлі.

Обсяг будівлі, необхідний для розміщення газоочисних апаратів $24 \times 18 \times 21$ м³, а вартість 1 м³ будівлі, що має залізобетонний каркас 414 грн/м³.

$$C_{зд} = 24 \cdot 18 \cdot 21 \cdot 41,4 = 3785800 \text{ грн.}$$

Тоді,

$$C_{к(Б)} = (4645540 + 1393662 + 696831 + 184612,7 + 3785800) * \\ * 1000 / (220000 * 8400) = 5,3 \text{ грн.}$$

За проектним варіантом потрібно обладнання за ціною:

- Електрофільтр – 2417000 грн
- скруббер -753000 грн
- рукавний фільтр ФРІР 1800 – 1404000 грн.;
- димосос VM180/1100 – $2 \cdot 164000,42 = 328000,84$ грн ;
- газоходи - 760000 грн.;
- КІП складе 25% від вартості основного обладнання.

Вартість всього основного обладнання:

$$C_{осн.об} = 2417000 + 753000 + 1404000 + 328000,84 + 760000 = 5662000,84 \text{ грн.}$$

$$C_M = 0,3 * 5662000,84 = 1698600,25 \text{ грн.};$$

$$C_{мон} = 0,15 * 5662000,84 = 849300,126 \text{ грн.};$$

$$C_H = 0,25 * 5662000,84 = 1415500,21 \text{ грн.}$$

$$C_{зд} = 18 * 12 * 21 * 414 = 1877904 \text{ грн.}$$

Тоді,

$$C_{к(ПР)} = (5662000,84 + 1698600,25 + 849300,126 + 1415500,21 + 1877904) * \\ * 1000 / (220000 * 8400) = 5,8 \text{ грн.}$$

Результати розрахунків зводимо в табл. 4.3.

Таблиця 4.3. – Капітальні витрати на очистку газів

Найменування показника	Варіант					
	Базовий			Проектний		
	Кільк	Ціна за одиницю грн.	Величина витрат грн.	Кільк	Ціна за одиницю грн.	Величина витрат грн.
Вартість основного обладнання			4645540			5662000,84
Рукавний фільтр ФРІР-1800_	-					1404000
Рукавний фільтр ФРІР-3800	1	2754000	2754000	-		
Екстаустер	1		1011540			
Димосос ВМ180/1100	-			2	164000,42	328000,84
газоходи	1	880000	880000	1	760000	760000
КІП			1184612,7			1415500,21
Вартість монтажу обладнання			1393662			849300,126
Вартість монтажу комунікацій			696831			1415500,21
Вартість будівлі			3755800			1877904
Всього			11676445,7			10832205,4
Всього кап. вклад. на 1000 м³ газу			5,3			5,8

4.5 Розрахунок експлуатаційних витрат

Річні експлуатаційні витрати на очищення газу:

$$C = \sum_{i=1}^N C_i = C_1 + C_2 + C_3 + C_4 + C_5 + C_6 + C_7$$

де C_1 - витрати на основні та допоміжні матеріали, грн .;

C_2 - витрати на електроенергію, грн;

C_3 - амортизаційні відрахування від вартості основних фондів, грн .;

C_4 - витрати на утримання та експлуатацію обладнання, грн;

C_5 - основна і додаткова зарплата виробничих робітників, грн;

C_6 - відрахування на соціальне страхування, грн;

C_7 - загальновиробничі витрати, грн.

Витрати на основні та допоміжні матеріали.

За проектним та базовим варіантами необхідно врахувати витрати на фільтрувальну тканину:

$$C_1 = n \cdot N \cdot Ц$$

де N - кількість рукавів у фільтрі, заміна їх відбувається 1 раз рік,

n - кількість рукавів, шт .;

$Ц$ - ціна одного рукава, грн.

$$C_{1(B)} = 1440 \cdot 1 \cdot 140 = 201600 \text{ грн.}$$

$$C_{1(ПР)} = 1008 \cdot 1 \cdot 336 = 338688 \text{ грн.}$$

Витрати на стиснене повітря, що йде на регенерацію рукавного фільтра.:

$$C_1 = Q \cdot T_{\text{эф}} \cdot Ц, \text{ грн.}$$

де Q - витрата стисненого повітря, $\text{м}^3 / \text{год}$;

$T_{\text{эф}}$ - ефективний фонд часу роботи обладнання, год;

$Ц$ - вартість 1 м^3 стисненого повітря, грн.

$$C_{1B} = 216 \cdot 8400 \cdot 0,2 = 362880 \text{ грн.}$$

$$C_{1П} = 216 \cdot 8400 \cdot 0,2 = 362880 \text{ грн}$$

Енергетичні витрати:

$$C_2 = r \cdot l \cdot N \cdot T$$

де r - вартість електроенергії, для промислових підприємств чорної металургії $r = 1,01 \text{ грн.} / \text{кВт} \cdot \text{год}$;

l - коефіцієнт, що враховує оплату праці обслуговуючого персоналу, приймаємо $l = 1,1$.

N - сумарна потужність електродвигунів до тягодувних агрегатів і джерел живлення, кВт.

За базовим варіантом:

$$C_2 = 1,01 * 1,1 * 2640 * 8400 = 24637536 \text{ грн.}$$

За проектним варіантом:

$$C_2 = 1,01 * 1,1 * 2500 * 8400 = 23331000 \text{ грн.}$$

Амортизаційні відрахування від вартості основних фондів визначаються множенням вартості основних фондів на відповідні норми амортизаційних відрахувань. Норми амортизаційних відрахувань: для будівель і споруд - 5%, для обладнання - 15%, для комунікацій - 15%.

Амортизаційні відрахування від вартості обладнання, грн .:

За базовим варіантом:

$$A_{об} = 0,15 \cdot C_{он.об}$$

$$A_{об.} = 0,15 * 4645540 = 699831 \text{ грн.}$$

За проектним варіантом:

$$A_{об.} = 0,15 * 5662000,84 = 849300,126 \text{ грн.}$$

Амортизаційні відрахування від вартості будівлі, грн .:

$$A_{зд} = 0,05 \cdot 0,6 \cdot C_{зд}$$

$$A_{здБ} = 0,05 * 0,6 * 3755800 = 112674 \text{ грн.}$$

$$A_{здП} = 0,05 * 0,6 * 1877904 = 56337 \text{ грн}$$

Амортизаційні відрахування від вартості комунікацій, грн:

$$A_{к} = 0,15 \cdot C_{мон}$$

$$A_{н(Б)} = 0,15 * 696831 = 104524,65 \text{ грн.}$$

$$A_{н(ПР)} = 0,15 * 849300,126 = 127395,019 \text{ грн.}$$

Амортизаційні відрахування від вартості КІП:

$$A_{кІП} = 0,25 \cdot C_{кІП}$$

$$A_{кІП(Б)} = 0,25 * 1184612,7 = 296153,175 \text{ грн.}$$

$$A_{кІП(ПР)} = 0,25 * 1415500,21 = 353875,03 \text{ грн.}$$

Всього:

$$C_{з(Б)} = A_{\Sigma}^B = 699831 + 112674 + 104524,65 + 296153,175 = 1213182,8 \text{ грн.}$$

$$C_{з(ПР)} = A_{\Sigma}^{ПР} = 849300,126 + 56337 + 127395,019 + 353875,03 = 1386907,18 \text{ грн.}$$

Відрахування на поточні ремонти становлять 15% від амортизаційних відрахувань, грн .:

$$\Phi_p = 0,15 \cdot A_{\Sigma}$$

$$\Phi_{р(Б)} = 0,15 * 1213182,8 = 181977,42 \text{ грн.}$$

$$\Phi_{р(ПР)} = 0,15 * 1386907,18 = 208036,077 \text{ грн.}$$

Витрати на експлуатацію та утримання обладнання, грн .:

$$C_4 = A_{\Sigma} + \Phi_p$$

$$C_{4(Б)} = 1213182,8 + 181977,42 = 1395160,22 \text{ грн.}$$

$$C_{4(ПР)} = 1386907,18 + 208036,077 = 1594943,26 \text{ грн.}$$

Загальновиборничі витрати становлять 25% від суми амортизаційних відрахувань, відрахувань в ремонтний фонд, грн .:

$$C_7 = 0,25 \cdot (A_{\Sigma} + \Phi_p)$$

$$C_{7(Б)} = 0,25 * 1395160,22 = 348790,055 \text{ грн.}$$

$$C_{7(ПР)} = 0,25 * 1594943,26 = 398735,815 \text{ грн}$$

Загальні експлуатаційні витрати за рік по складають:

- по базовому варіанту $C_B = 28159149,1$ грн

- по проектному варіанту з урахуванням економії від утилізації $C_{пр} = 27413154,3$ грн

Собівартість очистки газу (грн./1000м³):

$$C_B^{y\partial} = C_B \frac{1000}{Q_B \cdot T} = 28159149,1 \cdot \frac{1000}{220000 \cdot 8400} = 15,23$$

$$C_{ПР}^{y\partial} = C_{ПР} \frac{1000}{Q_{ПР} \cdot T} = 27413154,3 \cdot \frac{1000}{220000 \cdot 8400} = 14,83$$

Експлуатаційні річні витрат наведені в табл.4.4.

Таблиця 4.4 – Експлуатаційні витрати

Найменування	Базовий варіант	Проектний варіант
	Витрати річні, грн	Витрати річні, грн
Стисле повітря	362880	362880
Тканина	201600	338688
Реагент	-	28734457,6
Електроенергія	24637536	23331000
Амортизаційні відрахування	1213182,8	1386907,18
ЗП робітників		
-основна	618000	618000
-додаткова	303940	303940
Єдиний соціальний внесок	224334	224334
Витрати на ремонт та утримання устаткування	1395160,22	1594943,26
Загальновиробничі витрати	348790,055	398735,815
Економія від утилізації пилю	8625431,54	8678033,27
Зменшення екологічного податку	-	200823
Всього	37930854,6	66172742,1

4.6 Визначення основних техніко-економічних показників

Економічне обґрунтування доцільності прийнятих рішень з уловлювання та утилізації пилю зводиться до розрахунку і порівнянні техніко-економічних показників за варіантами.

Коефіцієнт ефективності капітальних вкладень:

$$E_{\text{ПР}} = \frac{(C_{\text{Б}}^{\text{уд}} - C_{\text{ПР}}^{\text{уд}})}{(K_{\text{ПР}}^{\text{уд}} - K_{\text{Б}}^{\text{уд}})} \geq E_{\text{н}}$$

$K_B^{уд}$, $K_{ПР}^{уд}$ - питомі капітальні вкладення по базовому і проектному варіантам відповідно, грн /1000 м³;

$C_B^{уд}$, $C_{ПР}^{уд}$ - собівартість очистки газу за базовим і проектним варіантом, грн /1000 м³;

E_n - нормативний коефіцієнт економічної ефективності, $E_n = 0,2$ грн/(грн*рік).

$$E_{ПР} = \frac{15,23 - 14,83}{5,3 - 5,8} = 0,8$$

Термін окупності капітальних вкладень, роки:

$$T_o = \frac{1}{E_{пр}} = \frac{1}{0,8} = 1,25$$

Основні техніко-економічні показники запроєктованої установки очищення газів наведені в табл.4.5.

Таблиця 4.5 – Основні техніко-економічні показники запроєктованої установки очищення газів

№	Показники	Одиниці виміру	Варіант	
			Базовий	Проектний
1	Річна продуктивність газоочисної установки	млн. нм ³ /рік	1848	1848
2	Технічна норма продуктивності	нм ³ /год	220000	220000
3	Початкова запиленість	г/м ³	5	5
4	Кінцева запиленість	г/м ³	0,030	0,020
5	Кількість вловленого пилу	т	9184,56	9203,04
6	Кількість утилізованого пилу	т	8266,104	8282,7
7	Капітальні вкладення на 1000 м ³ газу	грн	5,3	5,8
8	Електроенергія	тис.грн	24637536	23331000
9	Стисле повітря	грн	362880	362880
10	Фільтрувальна тканина	грн	201600	338688
11	Реагент	грн	-	28734457,6
12	ЗП основний робочих			
	- основна	грн	601800	601800
	- додаткова	грн	303940	303940
13	Економія від утилізації пилу	грн	8625431,54	8678033,27
14	Скорочення екоподатку за викиди диоксиду сірки	грн	-	200823
15	Термін окупності капітальних вкладень	рік	-	1,25
16	Коефіцієнт економічної ефективності капітальних вкладень	грн/(грн*рік)	-	0,8

ВИСНОВКИ

Під час виконання кваліфікаційного проєкту в загальній частині було розглянуто процес агломераційного виробництва, характеристику викидів, та джерела їх утворення в агломераційному виробництві. Було проаналізовано системи збору та очищення технологічних газів агломераційного виробництва від пилу та сульфур (IV) оксиду.

За результатами аналізу існуючих систем очищення газів від пилу та сульфур (IV) оксиду, було розроблено систему очищення технологічних газів агломераційного виробництва з утилізацією вловленого пилу.

Запропонована система включає електрофільтр ЕГА1-40-9-6-2, вентилятори ВМ180/1100, скруббер АКРП, рукавний фільтр ФРІР-1800. Для забезпечення живлення електрофільтру був обраний агрегат живлення серії АТПОМ-1600.

В розділі охорона праці та техногенна безпека було розглянуто характеристику потенційних небезпечних та шкідливих виробничих факторів, електробезпеку, пожежну безпеку. Розрахунком був встановлений час евакуації зі спікального відділу.

У організаційно-економічному розділі проведено розрахунок капітальних витрат на очищення газу, експлуатаційних витрат на очищення газу і уловлювання пилу та зроблено техніко-економічне обґрунтування рішень прийнятих у проєкті. Встановлено, що строк окупності запропонованої системи очищення становить 1,25 роки при коефіцієнті економічної ефективності капітальних вкладень 0,8 грн/(грн·рік).

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Старк С.Б. Газоочистные аппараты и установки в металлургическом производстве. Москва : Металлургия, 1990. 498 с.
2. Фролов Ю. А. Состояние и перспективы развития технологии производства агломерата. Часть 2. Смешивание и окомкование агломерационной шихты. *Черная металлургия: Бюл. ин-та "Черметинформация"*. 2017. № 5. С. 40–48.
3. Кулибин В.А. Подготовка руд к плавке. Москва : Металлургиздат, 1962. 213 с..
4. Вегман Е.Ф. Процесс агломерации. Москва : Металлургиздат, 1963. 274с.
5. Вегман Е.Ф. Окускование руд и концентратов. Москва : Металлургия, 1968. 258 с.
6. Вегман Е.Ф. Теория и технология агломерации. Москва : Металлургия, 1974. 286с.
7. Воскобойников В.Г., Кудрин В.А., Якушев А.М. Общая металлургия : учеб. для вузов. Москва : ИКЦ "Академкнига", 2005. 767с.
8. Большина Е.П. Экология металлургического производства : курс лекций. Новотроицк : НФ НИТУ «МИСиС», 2012. 155 с.;
9. Старк С. Б. Газоочистные аппараты и установки в металлургическом производстве : учеб. для вузов по спец. "Теплофизика, автоматизация и экология тепловых агрегатов в металлургии" - 2-е изд., перераб. и доп. Москва : Металлургия, 1990. 396с.
10. Тимонин А.С. Инженерно-экологический справочник. Т. 3: в качестве учеб. пособия. Моск. гос. ун-т инж. экологии. Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2003. 1020 с.
11. Рысин С.А. Вентиляционные установки машиностроительных заводов: Справочник. Москва: Машгиз, 1961. 704 с.

12. Техника пылеулавливания и очистки промышленных газов: Справ. изд. Алиев Г.М. Москва : Металлургия, 1986. 544 с.
13. Парфенов А.М. Основы агломерации железных руд. Москва : Металлургиздат, 1981. 418 с.
14. Фролов Ю. А. Состояние и перспективы развития технологии производства агломерата. Часть 10. Борьба с вредными выбросами агломерационных фабрик. *Черная металлургия: Бюл. ин-та "Черметинформация"*. 2018. № 1. С. 37–48.
15. Денисов С.І. Уловлювання та утилізація пилю і газів: навч. посібник. К.: Вища шк., 1992. 333 с.
16. Кожемякін Г.Б. , Белоконь К.В. Теоретичні основи та техніка захисту повітряного басейну : методичні вказівки до виконання курсового проекту та лабораторних робіт для студентів ЗДІА напряму 6.040106 «Екологія, охорона навколишнього середовища та збалансоване природокористування». Запоріжжя: ЗДІА, 2011. 115 с.
17. Каталог пылегазоочистного оборудования : отраслевой каталог. Москва, 1990. 238 с.
18. Пылеулавливание в металлургии : справ.изд / А.А. Гурвиц и др. Москва : Металлургия, 1984. 336 с.
19. Фильтры рукавные с импульсной регенерацией. URL : <http://destal.net/filtry-rukavnye-frir/106074/> (дата звернення 11.11.2021).
20. Челищев Е.В., Арсентьев П.П., Яковлев В.В., Рыжонков Д.И., Общая металлургия. Металлургия черных и цветных металлов. Москва : Металлургия, 1971. 488с.
21. Тяготутьевые вентиляторы ВМ. Промышленная вентиляция. URL : <https://ventilator.ua> (дата звернення 10.11.2021);
22. Теверовский Б.З. Расчеты устройств для очистки промышленных газов о пыли : учебн. пособие. Киев : УМК ВО, 1991. 92 с. ;
23. Олійник М.А. Конспект лекцій з дисципліни «Технології очистки та утилізації промислових стоків та викидів» (Частина І) для студентів напряму

підготовки 6.051301 - «Хімічна технологія», 6.040106 «Екологія, охорона навколишнього середовища та збалансоване природокористування» та 6.051401 - «Промислова біотехнологія». Кам'янське : ДДТУ, 2016. 56 с.

24. Идельчик А.Е. Аэрогидродинамика технологических аппаратов: (Подвод, отвод, и распределение потока по сечению аппаратов): в качестве учебника. Москва : Машиностроение, 1983. 351 с.

25. Податковий Кодекс України: Закон України № 2755-VI від 02.12.2010 (Редакція станом на 01.01.2017). URL: <http://zakon2.rada.gov.ua/laws/show/2755-17/paran8575#n8575> (дата звернення 15.11.2021).

26. Законодавство України про працю. У 3 кн. Кн. 3. Зб. нормат. актів: Охорона праці. Трудова дисципліна. Матеріальна відповідальність сторін трудового договору. Особливості регулювання праці деяких категорій працівників. Трудові спори. Нагляд і контроль за додержанням законодавства про працю: Станом на : зб. норматив. актів / сост. В. М. Вакуленко. Київ : Істина, 1999. 704 с.

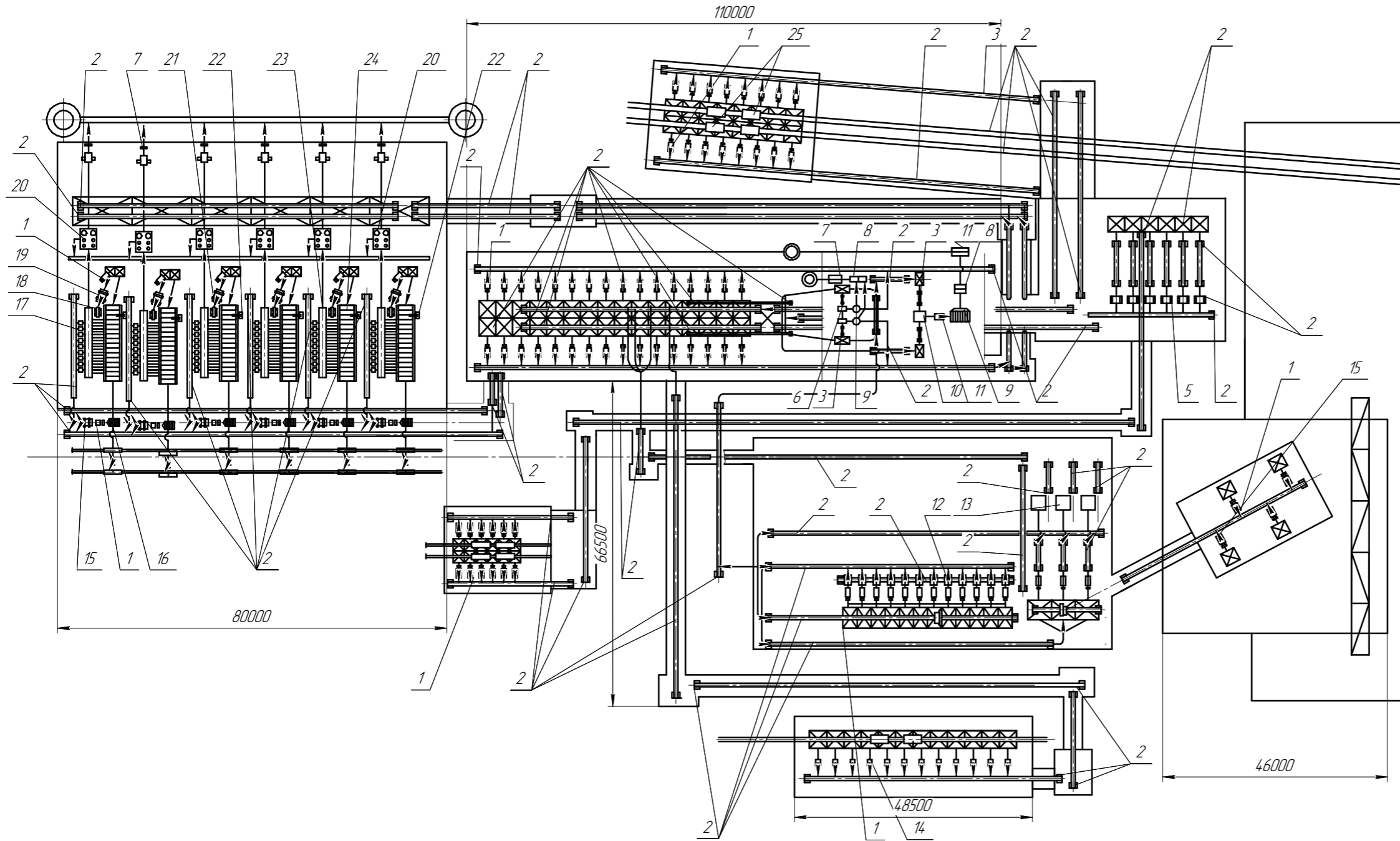
27. Лапін В.М. Основи охорони праці: навч. посібник для ВНЗ. Львів : ЛБІ НБУ, 2004. 142 с.

28. 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.

29. Державні санітарні норми. ДСН 3.3.6.042-99. Санітарні норми мікроклімату виробничих приміщень/ М-во охорони здоров'я України. Головне сан.-епідем. упр, офіційне видання. Київ : 1999. 15 с.

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

31. Беренда Н.В., Троїцька О.О, Манідіна Є.А. Техніко-економічне обґрунтування проектних рішень: навч.-метод. посібник для студ. ЗДІА спец. "Технології захисту навколишнього середовища", 263 "Цивільна безпека" всіх форм навчання. Запоріжжя : ЗДІА, 2018. 196 с.

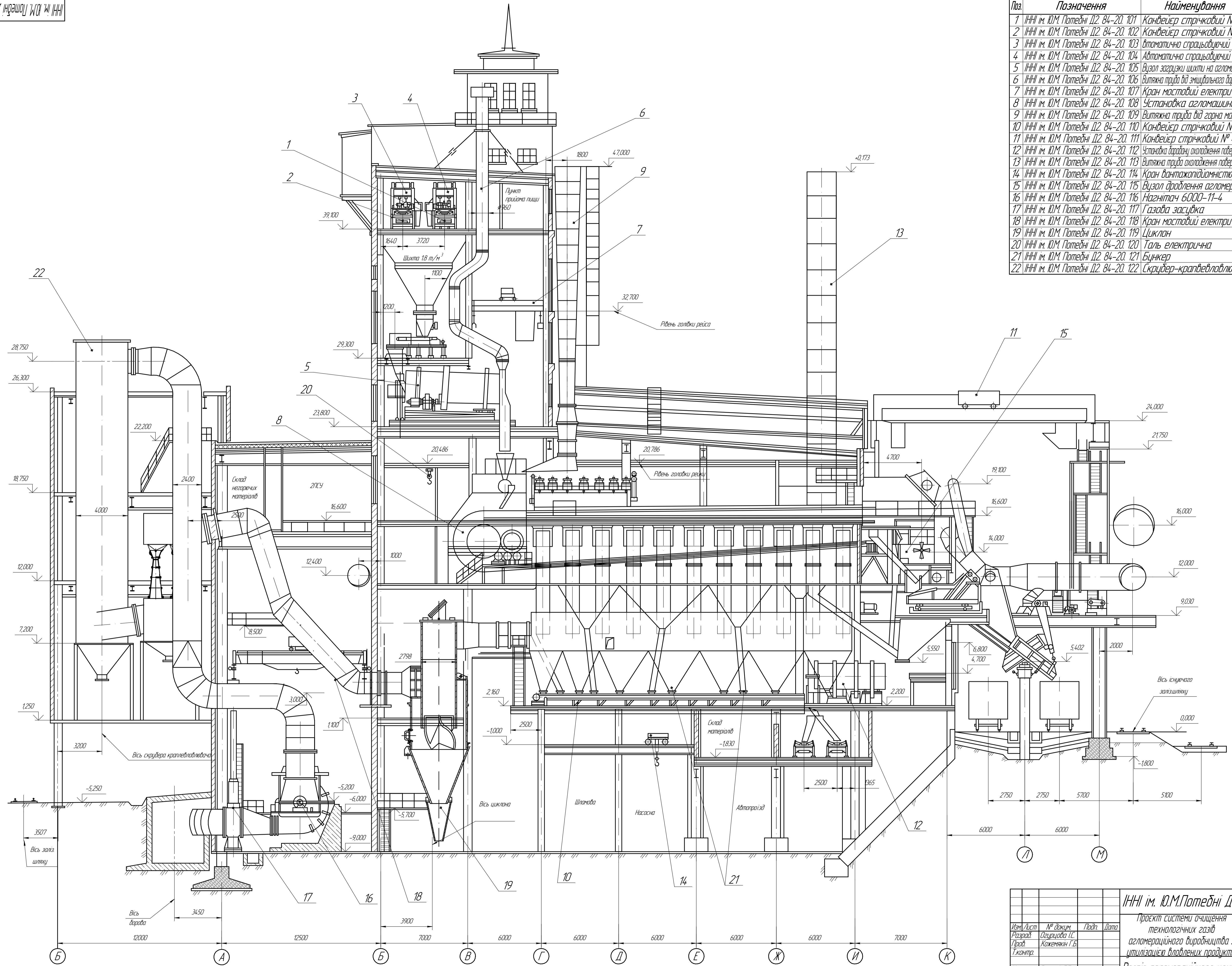


Поз.	Позачення	Найменування	Кіл	Примітка
1	ІННІ Д2 84-20. 101	Живильник електровібраційний	7	
2	ІННІ Д2 84-20. 102	Конвеєр стрічковий	61	
3	ІННІ Д2 84-20. 103	Питатель стрічковий	31	
4	ІННІ Д2 84-20. 104	Дробарка інерційна	1	
5	ІННІ Д2 84-20. 105	Дробарка 4-х валкова	5	
6	ІННІ Д2 84-20. 106	Шнековий змішувач	2	
7	ІННІ Д2 84-20. 107	Екстаустер	2	
8	ІННІ Д2 84-20. 108	Мультициклон	2	
9	ІННІ Д2 84-20. 109	Машина для вапняка	3	
10	ІННІ Д2 84-20. 110	Елеватор	1	
11	ІННІ Д2 84-20. 111	Шнековий змішувач	3	
12	ІННІ Д2 84-20. 112	Гуркот	12	
13	ІННІ Д2 84-20. 113	Дробарка молоткова	1	
14	ІННІ Д2 84-20. 114	Живильник тарільчатий	1	
15	ІННІ Д2 84-20. 115	Гуркот стаціонарний	6	
16	ІННІ Д2 84-20. 116	Гуркот конусний пиловий	48	
17	ІННІ Д2 84-20. 117	Живильник барабанний	4	
18	ІННІ Д2 84-20. 118	Змішувач барабанний	6	
19	ІННІ Д2 84-20. 119	Газоочистка	6	
20	ІННІ Д2 84-20. 120	Засувка газова	6	
21	ІННІ Д2 84-20. 121	Горн запальний	2	
22	ІННІ Д2 84-20. 122	Колектор газовий	6	
23	ІННІ Д2 84-20. 123	Агломераційна стрічка	6	
24	ІННІ Д2 84-20. 124	Горн запальний	4	
25	ІННІ Д2 84-20. 125	Трансферкар	4	
26	ІННІ Д2 84-20. 126	Залізничний шлях	1	

ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2 84-20. 002 ЗВ

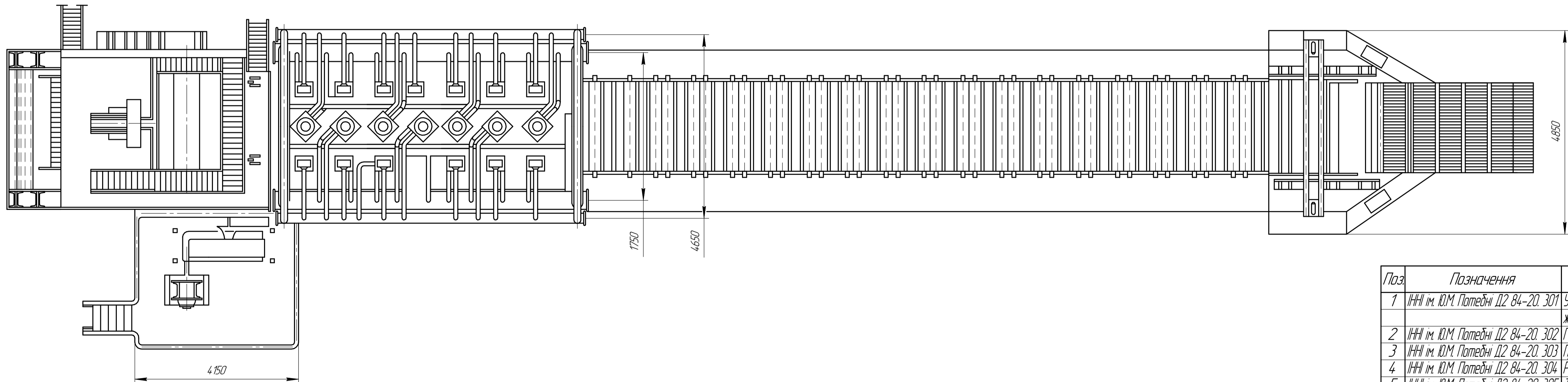
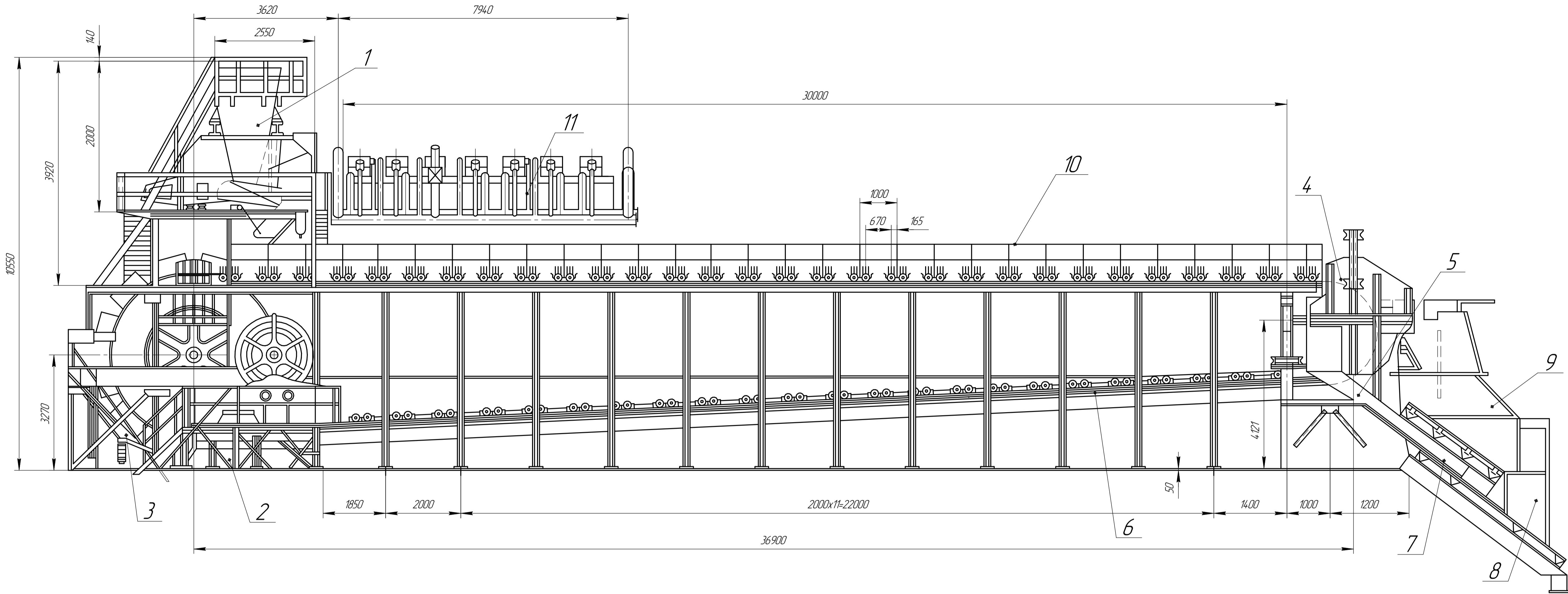
Зроб. Лист	№ докум.	Лист	Лист	Проект системи очищення технологічних газів агломераційного виробництва з утилізацією вловлених продуктів	Лист	Маса	Маштаб
Розроб.	Одзюба І.С.				Н		1:500
Керівник	Коженьяк Г.Б.				Лист 2		Листів 11
Консил.							
Начальн.	Рижков В.Г.			План агломераційного цеха			
Затв.	Коженьяк Г.Б.						

ІННІ ім. Ю.М.Потебні ЗНУ, крп.ІРЭШОЛЛТОИ, зв.В.1830



Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка
1	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.101	Конвейєр стрічковий № 30	1	
2	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.102	Конвейєр стрічковий № 33	1	
3	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.103	Автоматично спрацьовуючий візок	1	
4	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.104	Автоматично спрацьовуючий візок	1	
5	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.105	Вузол загрузки шихти на агломашину	6	
6	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.106	Витяжна труба від зміцнювального барабану	1	
7	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.107	Кран мостовий електричний	1	
8	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.108	Установка агломашини	1	
9	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.109	Витяжна труба від горна машини	6	
10	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.110	Конвейєр стрічковий № 4.2	1	
11	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.111	Конвейєр стрічковий № 4.0 б	1	
12	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.112	Установка барабану охолодження поворотення	1	
13	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.113	Витяжна труба охолодження поворотення	1	
14	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.114	Кран вантажолідиомісткості 5 т	1	
15	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.115	Вузол дроблення агломерату	6	
16	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.116	Нагнітач 6000-11-4	6	
17	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.117	Газова засувка	6	
18	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.118	Кран мостовий електричний	1	
19	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.119	Циклон	2	
20	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.120	Таль електрична	1	
21	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.121	Бункер	1	
22	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.122	Скрюбер-кранблочнобач	2	

ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2.84-20.001 ЗВ				Проект системи очищення технологічних газів агломераційного виробництва з утилізацією втрачених продуктів		
Ізм. Лист	№ док.	Подп.	Дата	Лист	Масштаб	1:140
Разраб.	Осипенко І.С.					
Проб.	Хожкевич Г.Б.					
Т.контр.				Лист 1	Листов 11	
Н.контр.	Рижков Г.Б.			МОН України		
Удп.	Хожкевич Г.Б.			ІННІ ім. Ю.М.Потебні ЗНУ		
				каф. ПЕОП, гр. 8.1830		
				Формат А1		



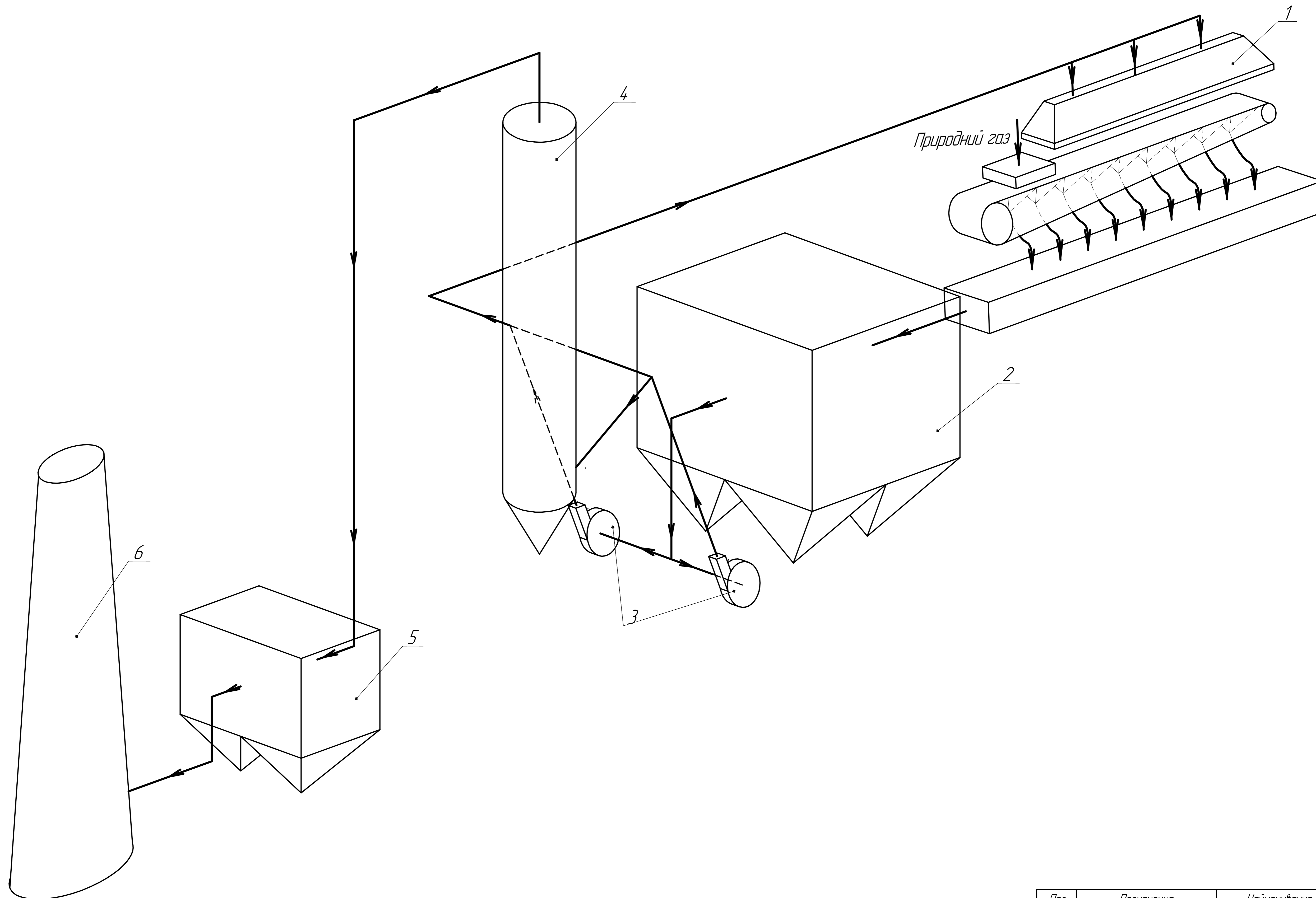
Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка
1	ІННІ ім. Ю.М. Потебні Д2 84-20. 301	Устаткування електродвигачного живильника шхти	1	
2	ІННІ ім. Ю.М. Потебні Д2 84-20. 302	Головна частина	1	
3	ІННІ ім. Ю.М. Потебні Д2 84-20. 303	Пристрій захисного кожуху	1	
4	ІННІ ім. Ю.М. Потебні Д2 84-20. 304	Розвантажувальна частина	1	
5	ІННІ ім. Ю.М. Потебні Д2 84-20. 305	Тичка для прасилу	1	
6	ІННІ ім. Ю.М. Потебні Д2 84-20. 306	Решка хвостової частини	1	КР-70
7	ІННІ ім. Ю.М. Потебні Д2 84-20. 307	Пристрій нахилених листів	1	
8	ІННІ ім. Ю.М. Потебні Д2 84-20. 308	Устаткування дармаю	1	
9	ІННІ ім. Ю.М. Потебні Д2 84-20. 309	Відсічне приладдя	1	
10	ІННІ ім. Ю.М. Потебні Д2 84-20. 310	Борти палети	10	
11	ІННІ ім. Ю.М. Потебні Д2 84-20. 311	Підвижені газодві горн	1	
12	ІННІ ім. Ю.М. Потебні Д2 84-20. 312	Укріптя агломашини	1	

ІННІ ім. Ю.М. Потебні Д2 84-20. 003 ЗВ

Ізм.	Лист	№ док.	Подп.	Дата	Лист	Масса	Масштаб
Проект	системи	очиснення			Лист		
Разрад	технологічних	газів	агломерациного				1:75
Проб	виродництва	з	утилізацією				
Т.контр.		вловлених	продуктів		Лист	3	Листов
Інконтр.	Рижков В.Г.						11
Утв.	Коженяков Г.Б.						

Агломерацина машина стрічкового типу
 ІННІ ім. Ю.М. Потебні ЗНУ, каф. ПЕОП гр. 8.19307
 Копирабал Фармат А1

Перв. промен.
 Справа №
 Листів у ділянці
 Всього листів №
 Листів у ділянці
 Лист №
 Всього листів №

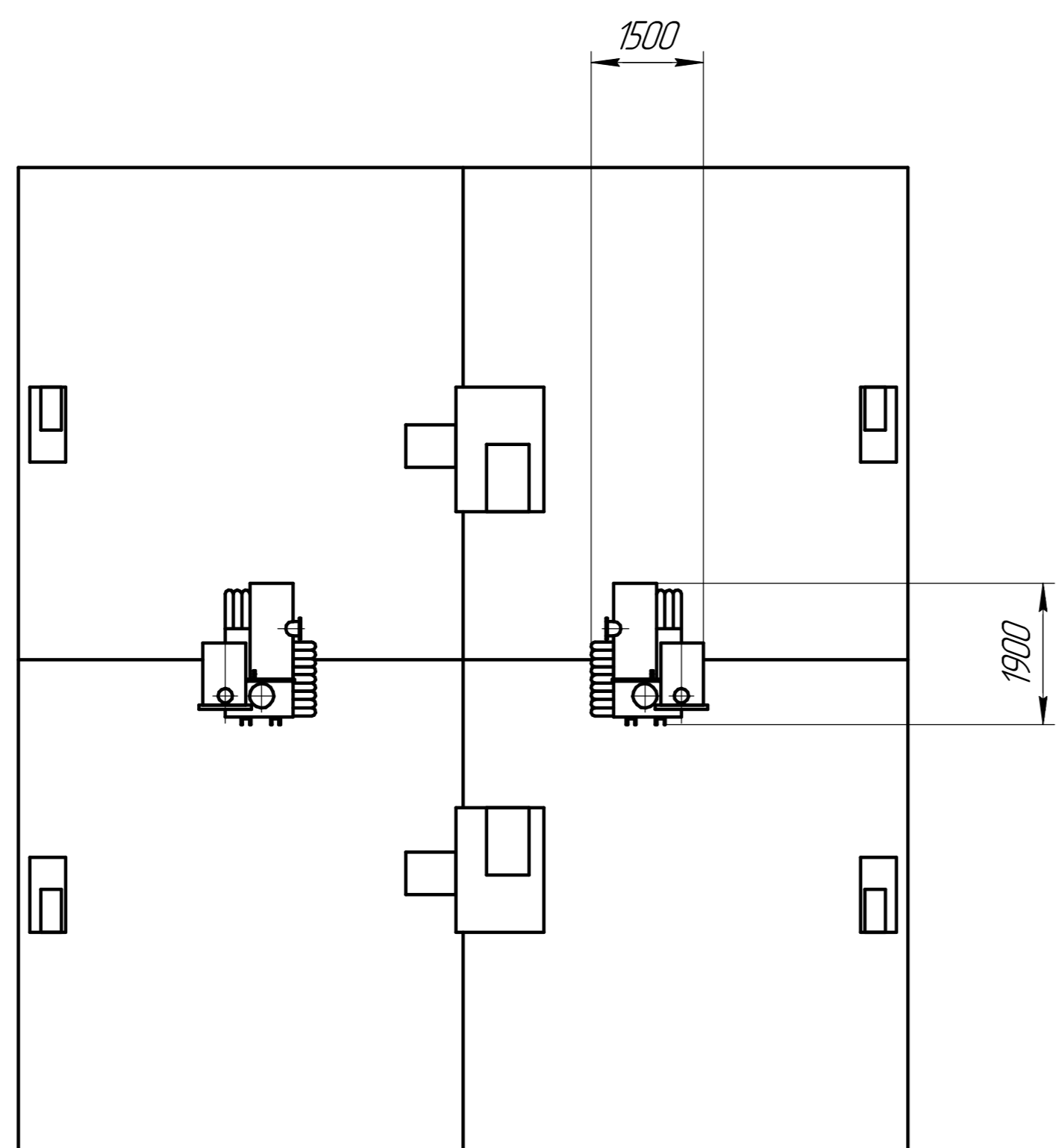
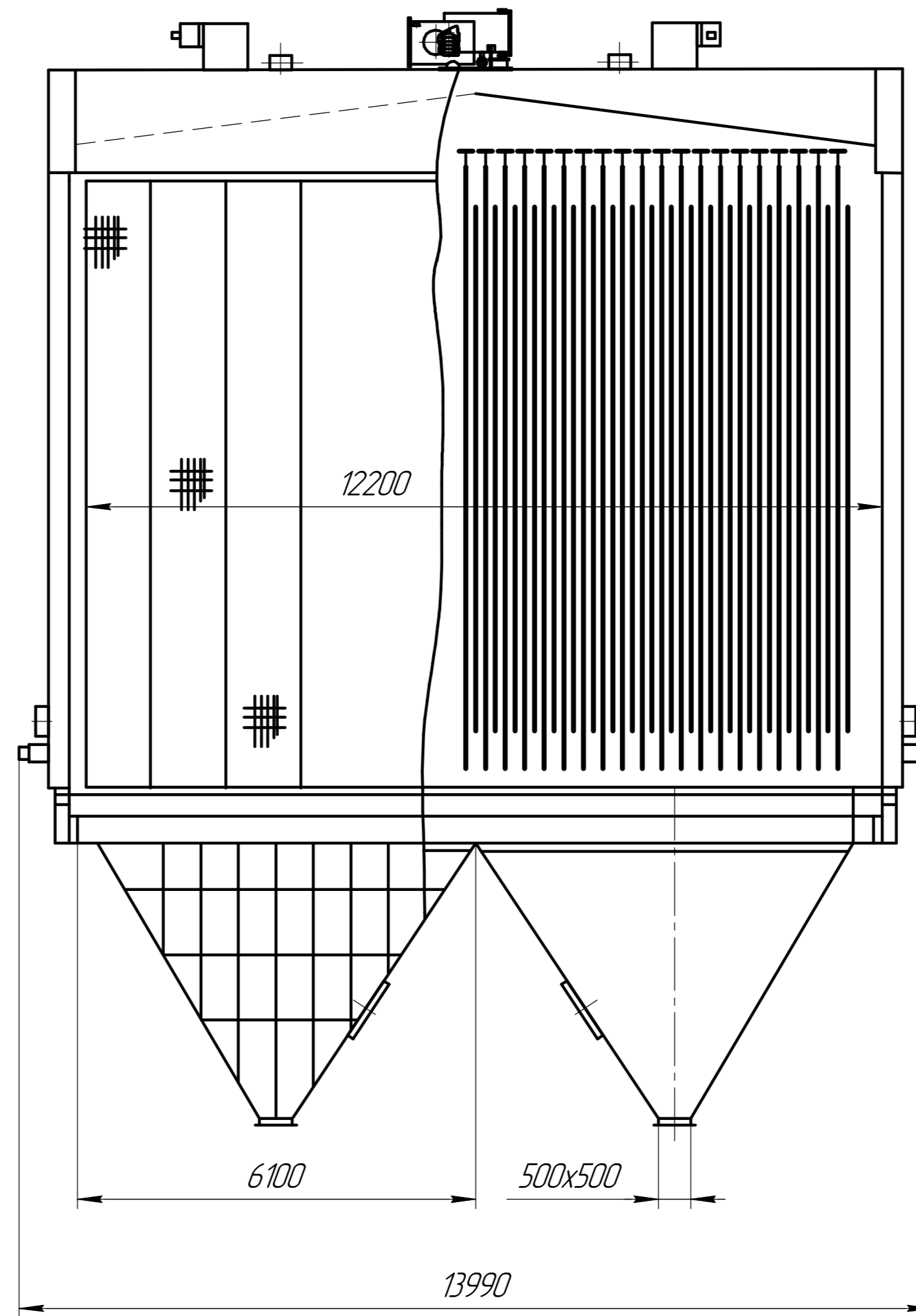
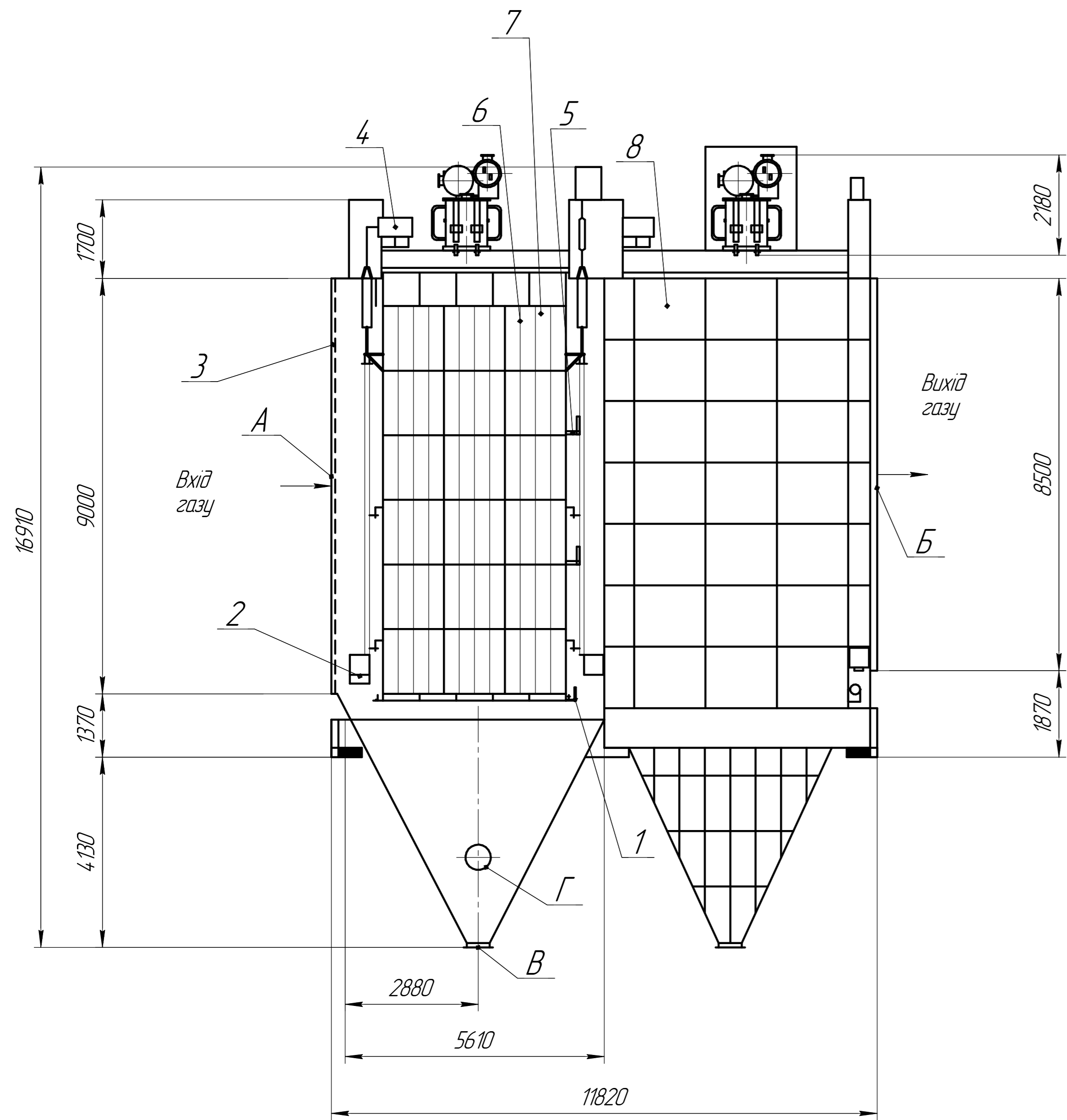


Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка
1	ІНН ім. Ю.М. Петевні Д2. 84-20.101	Агломашина	1	
2	ІНН ім. Ю.М. Петевні Д2. 84-20.102	Електрофільтр	1	
3	ІНН ім. Ю.М. Петевні Д2. 84-20.103	Вентилятор	2	
4	ІНН ім. Ю.М. Петевні Д2. 84-20.104	АКРП	1	
5	ІНН ім. Ю.М. Петевні Д2. 84-20.105	Ручковий фільтр	1	
6	ІНН ім. Ю.М. Петевні Д2. 84-20.106	Димова труба	1	

ІНН ім. Ю.М. Петевні Д2. 84-20. 004 СХ					Лит	Маса	Масштаб
Зм.	Арк.	№ док.	Підпис	Дата			
Розроб.		Осипова І.С.					1:150
Перев.		Коженьян Г.Б.					
Голов.					Арк. 4	Арк. 11	
Значив.					МОН України		
Начинт.		Рижков В.Г.			ІНН ім. Ю.М. Петевні ЗНЧ		
Затв.		Коженьян Г.Б.			каф. ПЕОП гр. 8.1830		

Копія
Формат А1

Періодичне застосування
Листів №
Листів і дата
Листів і дата
Листів і дата



Позн.	Найменування	Кіл.	D _i
A	Штуцер входу забрудненого газу	1	9000x12200
Б	Штуцер виходу очищеного газу	1	8500x12200
В	Штуцер вигрзуки пилу	6	500x500
Г	Штуцер люку	6	550

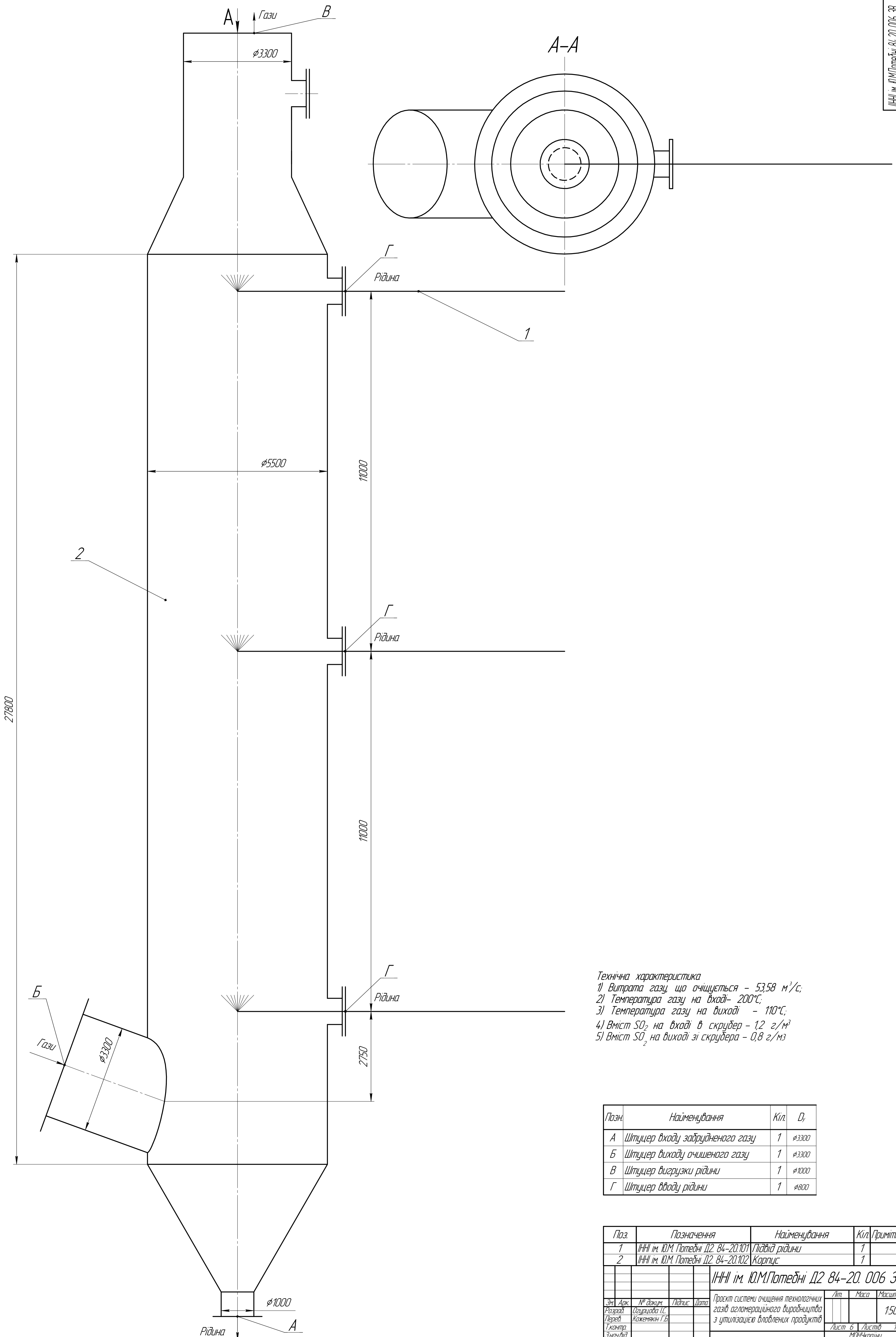
Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка
1	ІНН ім. Ю.М.Потебні Д.2.84-20.101	Механізм струйцвання осаджувальних електродів	6	
2	ІНН ім. Ю.М.Потебні Д.2.84-20.102	Люк для обслуговування	6	
3	ІНН ім. Ю.М.Потебні Д.2.84-20.103	Газорозподільна решітка	1	
4	ІНН ім. Ю.М.Потебні Д.2.84-20.104	Захисна каретка для підведення струму	6	
5	ІНН ім. Ю.М.Потебні Д.2.84-20.105	Механізм струйцвання коронючих електродів	6	
6	ІНН ім. Ю.М.Потебні Д.2.84-20.106	Коронючий електрод		
7	ІНН ім. Ю.М.Потебні Д.2.84-20.107	Осаджувальний електрод		
8	ІНН ім. Ю.М.Потебні Д.2.84-20.108	Корпус	1	
9	ІНН ім. Ю.М.Потебні Д.2.84-20.109	Агрегат живлення	1	

Технічна характеристика

- 1) Витрата газу, що очищується - 220 тис. м³/год.
- 2) Температура газу, що очищується - 200°C;
- 3) Запиленість на вході - 5 г/м³;
- 4) Запиленість на виході - 0,05 г/м³;
- 5) Ефективність очищення - 98 %.

ІНН ім. Ю.М.Потебні Д.2.84-20.005.3В

Зм.	Арк.	№ док.	Підпис	Дата	Лист	Маса	Масштаб
Розроб.		Осипова І.С.					1:75
Перев.		Коженьків Г.Б.					
Значив.					Арк. 5	Арк. 11	
Начинт.		Рижков В.Г.			МОН України		
Залп.		Коженьків Г.Б.			ІНН ім. Ю.М.Потебні ЗНУ		
					каф. ТЕОТ гр. 8.1830		
					Формат А1		



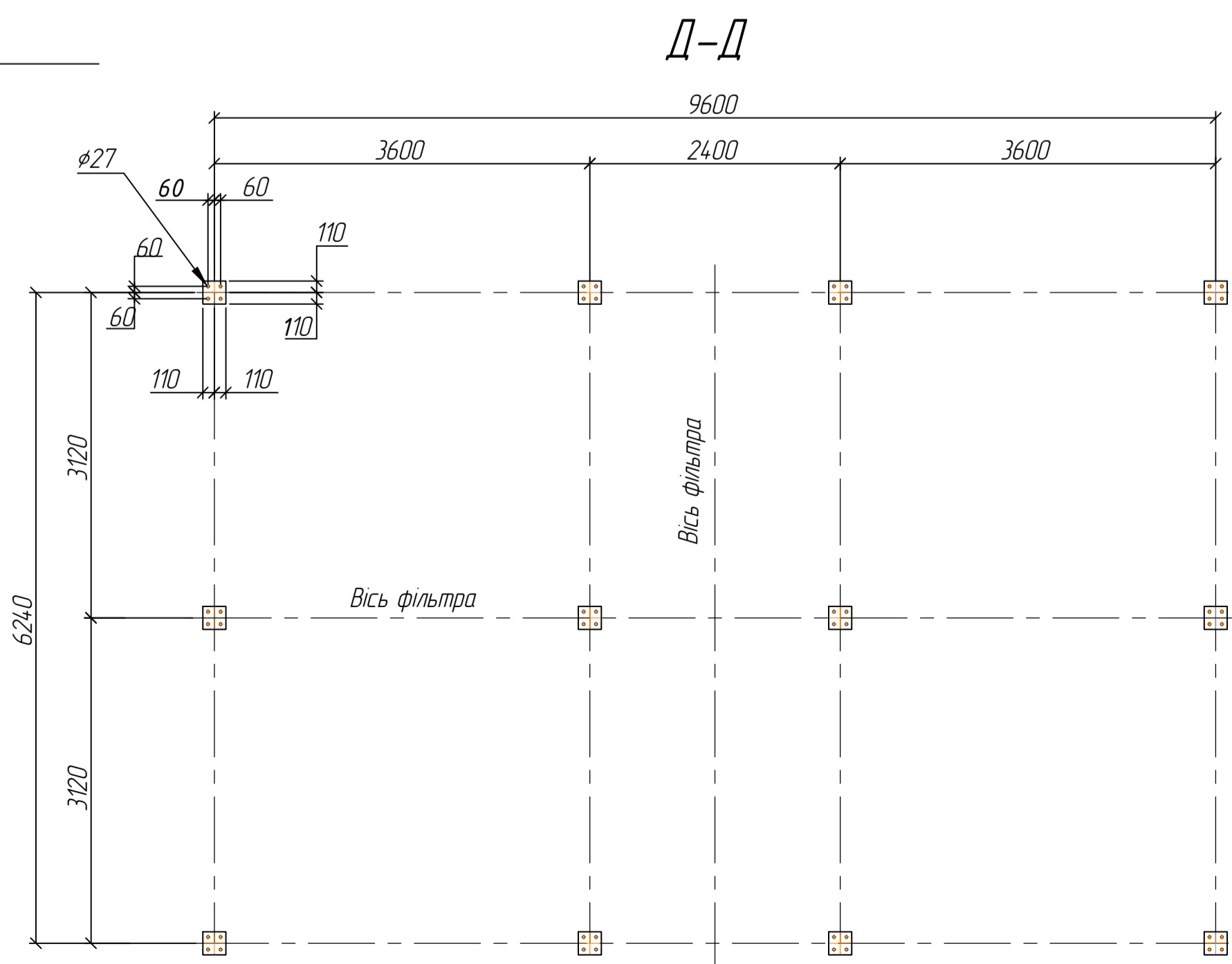
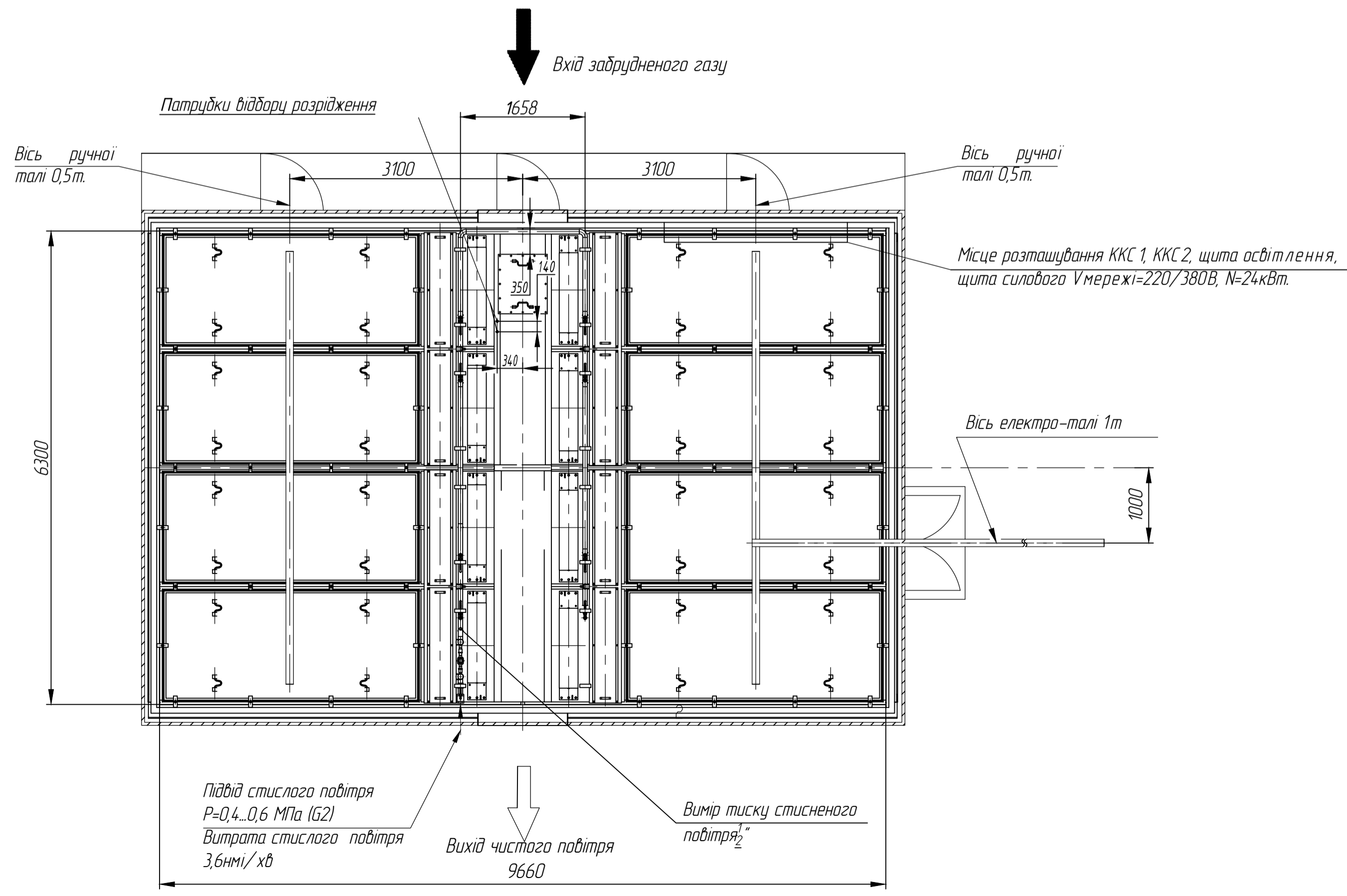
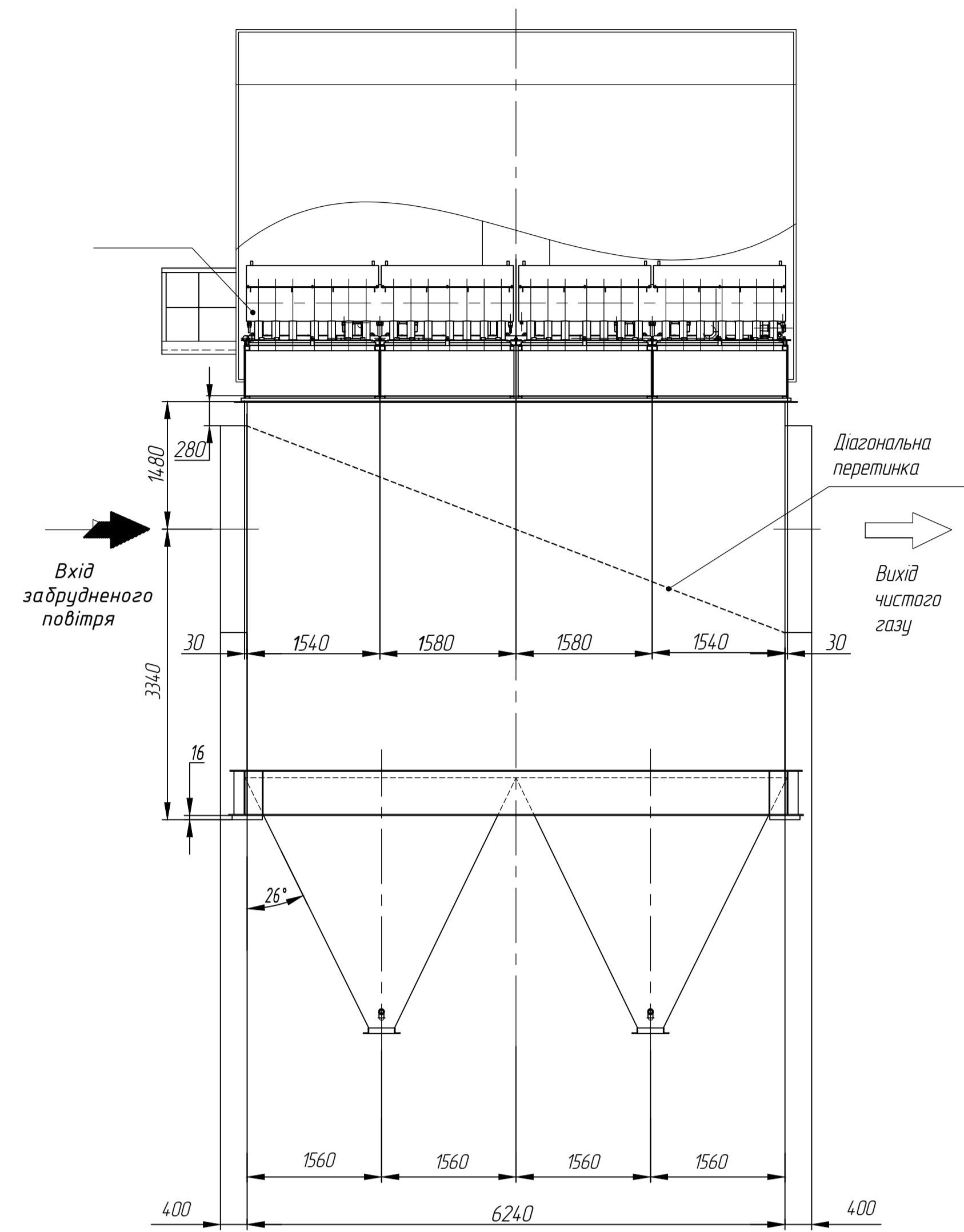
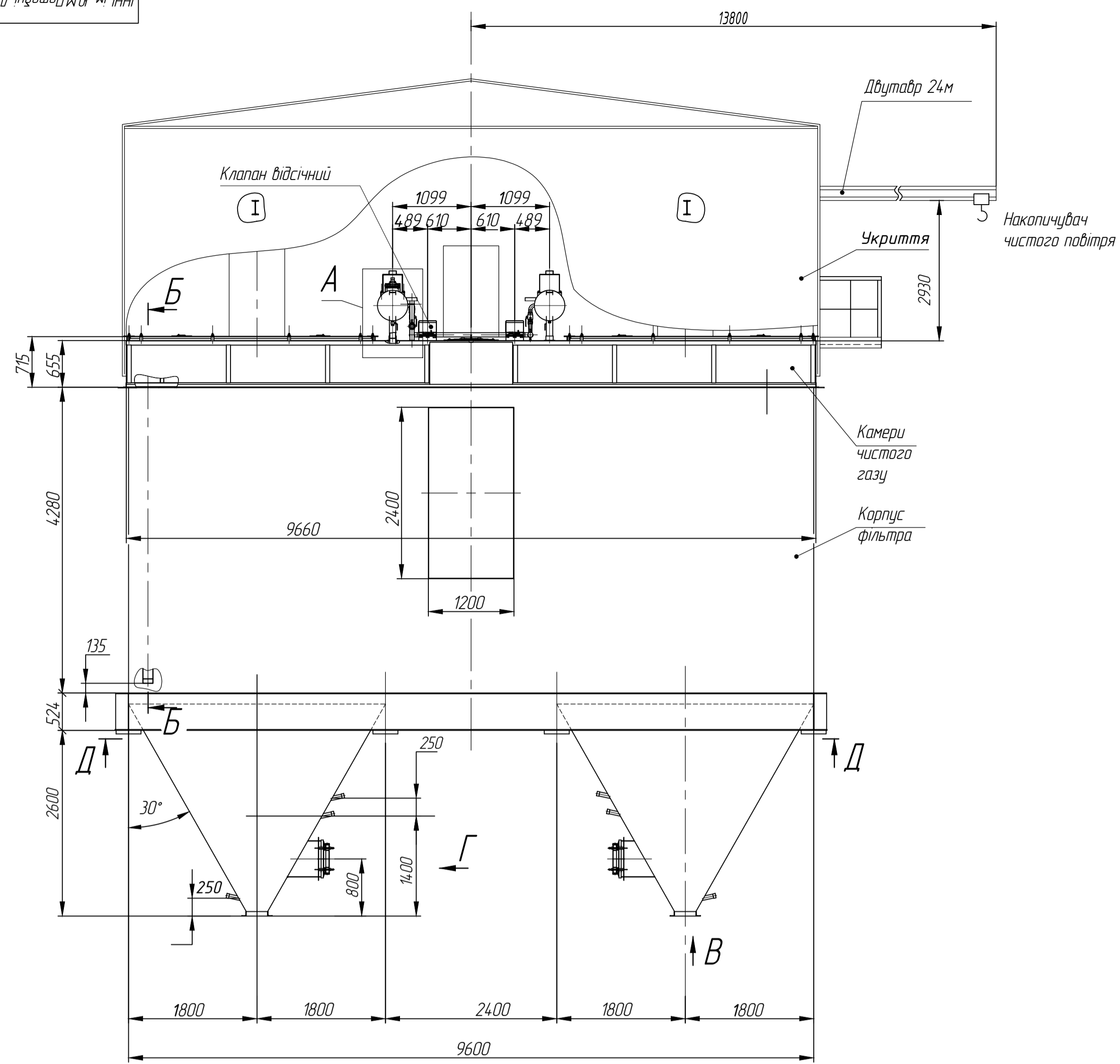
Технічна характеристика
 1) Витрата газу, що очищується - 53,58 м³/с;
 2) Температура газу на вході - 200°C;
 3) Температура газу на виході - 110°C;
 4) Вміст SO₂ на вході в скрубдер - 1,2 г/м³
 5) Вміст SO₂ на виході зі скрубдера - 0,8 г/м³

Позн.	Найменування	Кіл.	D,
A	Штуцер входу забрудненого газу	1	φ3300
Б	Штуцер виходу очищеного газу	1	φ3300
B	Штуцер вивезу рідини	1	φ1000
Г	Штуцер вводу рідини	1	φ800

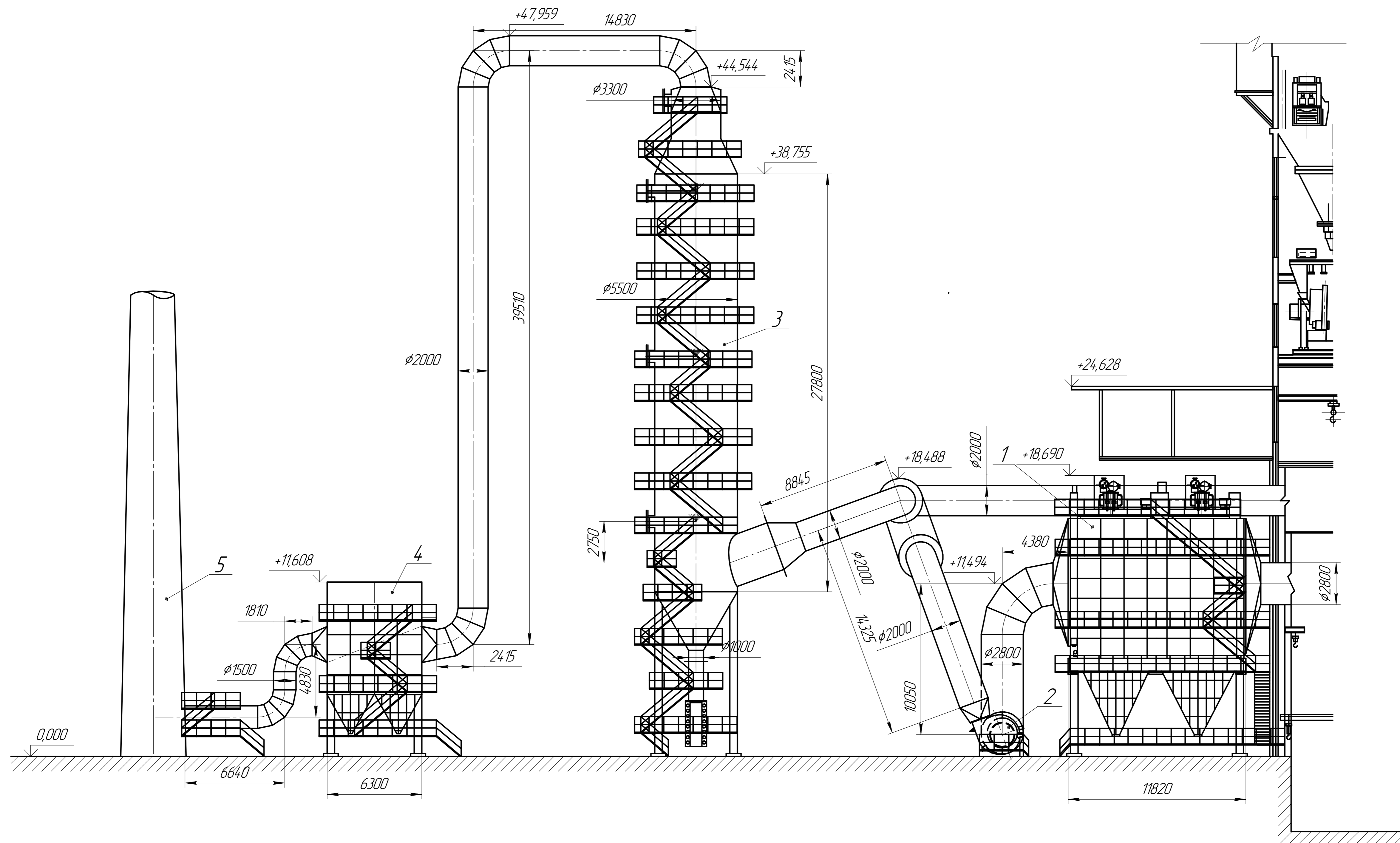
Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка
1	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2. 84-20.101	Підвід рідини	1	
2	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2. 84-20.102	Корпус	1	

ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2 84-20.006 ЗВ					Лист	Маса	Масштаб
Зм.	Арх.	№ док.	Підпис	Дата	Лист 5	150	11
Розроб.	Освіцько І.С.						
Перев.	Кожем'ян Г.Б.						
І.контр.							
Знач.ввід.					Лист 6		
І.контр.	Рижко В.Г.				МОН України		
Затв.	Кожем'ян Г.Б.				ІННІ ім. Ю.М.Потебні ЗНУ		
					кар. ПЕОП гр. 8.1830		
					Формат А1		

Листове застосування
 Додатковий №
 Пліт. і дата
 № № ар.
 Зам. № №
 № № ар.
 Пліт. і дата



1. Продуктивність, м³/год 160000
2. Площа фільтрації, м² 1800
3. Питоме газове навантаження, м³ / (м² хв) до 15
4. Концентрація пилу на вході, г/нм³ 10
5. Концентрація пилу на виході, мг/нм³ не більше 20
6. Гідравлічний тітр фільтра, кПа не більше 2,5
7. Тиск стисненого повітря, МПа 0,4...0,6
8. Витрата стисненого повітря, нм³/хв не більше 3,6
9. Запаленість газу, який надходить за ДСТУ 4169:2003, не гурше 3,2,3
10. Кількість фільтрувальних рукавів, штук 1008
11. Розміри фільтрувального рукава, мм - довжина 4150
- зовнішній діаметр 139
12. Загальна маса фільтра, т 58,5
- в тому числі з укриттям, т 12,1



Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка
1	ІНН ім. Ю.М.Потєбні Д2 84-20.101	Електрофільтр	1	
2	ІНН ім. Ю.М.Потєбні Д2 84-20.102	Вентилятор	2	
3	ІНН ім. Ю.М.Потєбні Д2 84-20.103	АКРП	1	
4	ІНН ім. Ю.М.Потєбні Д2 84-20.104	Рукавний фільтр	1	
5	ІНН ім. Ю.М.Потєбні Д2 84-20.105	Димова труба	1	

ІНН ім. Ю.М.Потєбні Д2 84-20.009 ЗВ

Лист	№ док.	Подп.	Дата	Лист	Масштаб
9				11	1:150

Проект системи очищення технологічних газів агрегаційного виробництва з утилізацією вловлених продуктів

Лист 9 / Листів 11

ІНН ім. Ю.М.Потєбні Д2 84-20.009 ЗВ

МОНУКРАЇНИ

ІНН ім. Ю.М.Потєбні Д2 84-20.009 ЗВ

каф. ТЕОП гр. 8.18.30

Формат А1

Перш. промен.

Спроб. №

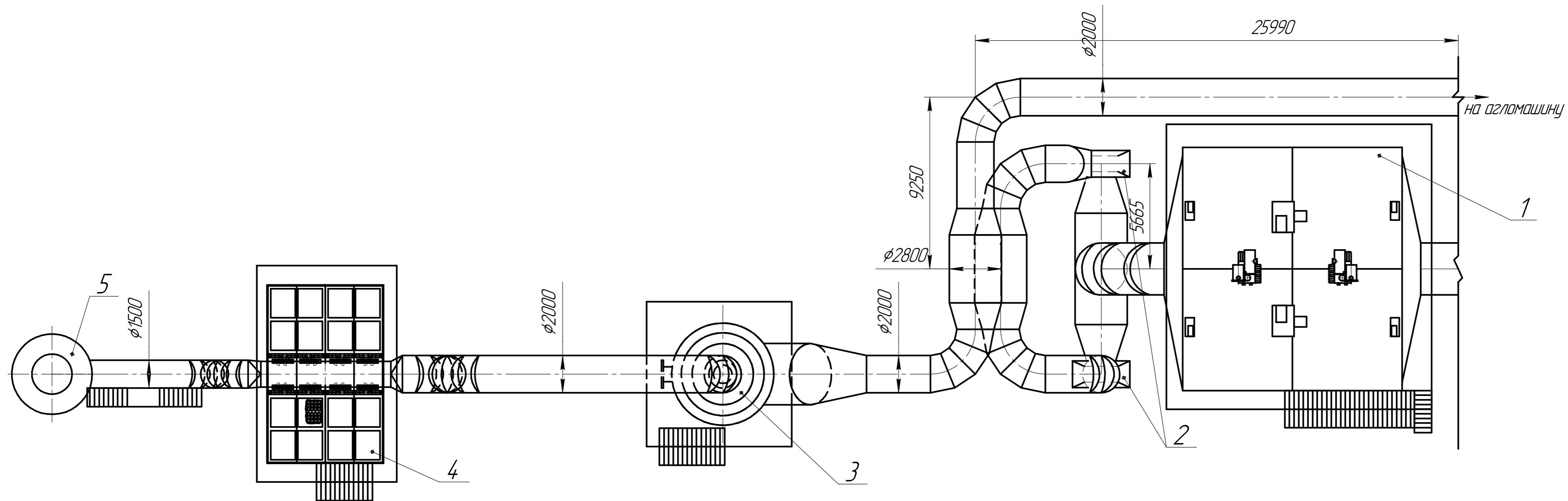
Лист. у даню.

Лист. № док.

Лист. № док.

Лист. № док.

Лист. № док.



Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка				
1	ІНН ім. Ю.М.Потебні Д2 84-20.101	Електрофільтр	1					
2	ІНН ім. Ю.М.Потебні Д2 84-20.102	Вентилятор	2					
3	ІНН ім. Ю.М.Потебні Д2 84-20.103	АКРП	1					
4	ІНН ім. Ю.М.Потебні Д2 84-20.104	Рукавний фільтр	1					
5	ІНН ім. Ю.М.Потебні Д2 84-20.105	Димова труба	1					
ІНН ім. Ю.М.Потебні Д2 84-20.008 ЗВ								
Ізм.	Лист	№ док.	Подп.	Дата	Лист	Масштаб	Масштаб	
Розроб.		Осиряда ІС					1:150	
Проб.		Коженьків Г.Б.						
Т.контр.					Лист	8	Листів	11
Інконтр.		Рижков В.Г.			План перерізу газоочистки агломераційного виробництва			
Узд.		Коженьків Г.Б.			МОН України ІНН ім. Ю.М.Потебні ЗНУ каф. ТЕОП гр. 8.1830			
Копіювати							Формат	А1

Лист № 8
Листів 11
Варіант № 1
Лист № 1
Листів 1
Лист № 1
Листів 1
Лист № 1
Листів 1



Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка
1	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2 84-20. 101	Двері	1	
2	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2 84-20. 102	Сходи	1	
3	ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2 84-20. 103	Агломерційна машина	6	
ІННІ ім. Ю.М.Потебні Д2 84-20. 010.3В				
Зм. Лист	№ док.им.	Підп.	Дата	Лист
Розроб.	Одзирцова І.С.			11
Керівник	Коженьякі Г.Б.			11
Консил.				
Нач.контр.	Рижков В.Г.			11
Затв.	Коженьякі Г.Б.			11
Проект системи очищення технологічних газів агломерційного виробництва з утилізацією вловлених продуктів				Масштаб 1:100
Схема евакуації зі спеціального відділення				Лист 10 Листів 11
ІННІ ім. Ю.М.Потебні ЗНЧ, корп. П.001, зд. 8.1830				

*Основні техніко-економічні показники
запроектованої установки очищення газів*

ІННІ ім. Ю.М.Потебні ДЗ 84-20. 01175

№	Показники	Одиниці виміру	Варіант	
			Базовий	Проектний
1	Річна продуктивність газоочисної установки	млн. нм ³ /рік	1848	1848
2	Технічна норма продуктивності	нм ³ /год	220000	220000
3	Початкова запиленість	г/м ³	5	5
4	Кінцева запиленість	г/м ³	0,03	0,02
5	Кількість вловленого пилу	т	9184,56	9203,04
6	Кількість утил. пилу	т	8266,104	8282,7
7	Економія від утилізації пилу	тис.грн	8625431,54	8678033,27
8	Електроенергія	тис.грн	24637536	23331000
9	Стисле повітря	грн	362880	362880
10	Фільтрувальна тканина	грн	201600	338688
11	Реагент	грн	-	28734457,6
12	ЗП робочих	грн	618000	618000
13	Єдиний соціальний внесок	грн	224334	224334
14	Зменшення екоподатку	грн	-	4038252,2
15	Загальновиробн.витрати	грн	348790,055	398735,815
16	Витрати на ремонт	грн	1395160,22	1594943,26
17	Термін окупності капітальних вкладень	рік	-	1,25

				ІННІ ім. Ю.М.Потебні ДЗ 84-20. 01075			
Зм. Лист	№ док.м.	Підп.	Дата	Проект системи очищення технологічних газів агломераційного виробництва з утилізацією вловлених продуктів	Лист	Маса	Маштаб
Розроб.	Корженяк Т.В.				Н		
Керівник					Лист 11	Листів 11	
Консул.					Техніко-економічні показники		
Начальник	Рижков В.Г.			ІННІ ім. Ю.М.Потебні ЗНУ			
Затв.	Корженяк Т.В.			каф. ПЕОП, зв.В.1837			