

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
ЗАПОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
ІНЖЕНЕРНИЙ ІНСТИТУТ

ФАКУЛЬТЕТ БУДІВНИЦТВА ТА ЦИВІЛЬНОЇ ІНЖЕНЕРІЇ

Кафедра прикладної екології та охорона праці

(повна назва кафедри)

Кваліфікаційна робота/проект

Фундів (магістерський)

(рівень вищої освіти)

на тему „Проект системи ефективного очищення конверторних  
каблів з утилізацією тепла та підготовкою виробничого шліху  
до утилізації“

Виконав: студент II курсу, групи ЗНС-18-1свд  
спеціальності 183 „Технології захисту  
навколишнього середовища“

(код і назва спеціальності)

освітньої програми Технології захисту навко-  
лишнього середовища

(код і назва освітньої програми)

спеціалізації \_\_\_\_\_

(код і назва спеціалізації)

Мельничук О.О.

(ініціали та прізвище)

Керівник к.т.н. Мамідна Е.А.

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

Рецензент д.т.н.д.с.в.т.н. Рогов В.Т.

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

Запоріжжя

2020

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
ЗАПОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
ІНЖЕНЕРНИЙ ІНСТИТУТ

Факультет будівництва та цивільної інженерії  
Кафедра прикладної екології та охорони праці  
Рівень вищої освіти другий (магістерський)  
Спеціальність 183 «Технології захисту навколишнього середовища»  
(код та назва)  
Освітня програма Технології захисту навколишнього середовища  
(код та назва)  
Спеціалізація \_\_\_\_\_  
(код та назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

« 28 » 12 2019 року

ЗАВДАННЯ  
НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ/ПРОЕКТ СТУДЕНТОВІ (СТУДЕНТЦІ)

(прізвище, ім'я, по батькові)

1 Тема роботи (проекту) Дослідження системи глобального  
очищення повітряних потоків з утилізацією  
тепла та підготовки вихідного повітря до  
утилізації.

керівник роботи Мандрига Євгенія Анатоліївна, к.т.н.  
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом ЗНУ від « 10 » 09 2019 року № 1542 з

2 Строк подання студентом роботи 28.12.19

3 Вихідні дані до роботи  $\rho_1 = 160 \text{ г/м}^3$ ,  $Q = 160 \text{ 000 м}^3/\text{год}$   
 $CO = 87\%$ ,  $t_2 = 1600^\circ\text{C}$

4 Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) мастити зарекомендувану конструкцію  
потоків газів, обґрунтувати вибір системи  
випару та відстигання, розрахувати складу  
очищення з використанням котла-утиліза-  
тора, вихідного продукту, складу вихідного  
забрудненого складу утилізації глобального

5 Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень)  
 алгоритмічно-технологічна схема, план та  
 розріз циліндра, енергетична діаграма розрізу  
 системи газопостачання, окремі технологічні  
 апарати, вимірний апарат для устаткування  
 під час експлуатації, техніко-економічне  
 обґрунтування

6 Консультанти розділів роботи

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
1	Маміріна Є.В., доцент		
2	Маміріна Є.В., доцент		
3	Маміріна Є.В., доцент		
4	Маміріна Є.В., доцент		
5	Маміріна Є.В., доцент		

7 Дата видачі завдання 30.09.19

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів кваліфікаційної роботи	Строк виконання етапів роботи	Примітка
1	Технологічні апарати і механізми		
	в технології газопостачання	1.10.19 - 11	
2	Енергетична діаграма	1.11 - 1.12	
3	Техніко-економічна	1.11 - 1.12	
4	Експлуатація апарату та технологічного		
	об'єкта	1.12. - 15.12	
5	Техніко-економічна	1.12 - 20.12	
	обґрунтування проекту		

Студент (підпис) Мельничук О.О. (ініціали та прізвище)

Керівник роботи (проекту) (підпис) Маміріна Є.В. (ініціали та прізвище)

Нормоконтроль пройдено

Нормоконтролер (підпис) Рижков О.І. (ініціали та прізвище)

## АНОТАЦІЯ

Мельничук О.О. Проект системи мокрого очищення конверторних газів з утилізацією тепла та підготовкою вловленого пилу до утилізації.

Кваліфікаційна робота для здобуття ступеня вищої освіти магістра за спеціальністю 183 – Технології захисту навколишнього середовища, науковий керівник Є.А. Манідіна. Запорізький національний університет. Інженерний інститут. Факультет будівництва та цивільної інженерії, кафедра прикладної екології та охорони праці, 2020.

Запроектована система мокрого очищення, яка забезпечує вловлювання пилу і утилізацію хімічної теплоти відхідних газів від конверторів. Встановлено, що в результаті застосування для охолодження конвертерного газу котла-утилізатора виробляється 250 т/год гострої пари. Кінцева концентрація пилу на виході з другої ступені очищення становить 9 мг/м<sup>3</sup>. Ухвалена система водопостачання систем газоочищення конвертерів. Визначено основні техніко-економічних показники системи очищення конверторних газів з утилізацією тепла та підготовкою вловленого пилу до утилізації.

Ключові слова: КОНВЕРТЕРНИЙ ЦЕХ, КИСНЕВИЙ КОНВЕРТЕР, КОТЕЛ-УТИЛІЗАТОР, ВИПАРНИЙ СКРУБЕР, СКРУБЕР ВЕНТУРИ, СТРОК ОКУПНОСТІ КАПІТАЛОВКЛАДЕНЬ.

## SUMMARY

Melnychuk O.O. The Project of the Wet Converter Gas Cleaning System with the Collected Dust Utilization and Preparation of the Captured Dust for Utilization.

Qualification work for the Master's degree higher education in the specialty 183 – Environmental protection technologies, scientific director E. A. Manidina. Zaporizhzhya National University. Institute of Engineering. Faculty of Building and Civil Engineering, Department of Applied Ecology and Occupational Health, 2020.

Wet Purification System was designed. It provides dust trapping and utilization of chemical heat of Converter Gas. It is established that as a result of application for cooling of the converter gas of the boiler-utilizer, 250 t/h of sharp steam is produced. The final dust concentration at the outlet of the second purification step is 9 mg/m<sup>3</sup>. The water supply system for gas purification systems for converters has been approved. The main technical and economic indicators of converter gas purification system with heat recovery and preparation of trapped dust for disposal are determined.

Keywords: CONVERTER SHOP, OXYGEN CONVERTER, WASTE HEAT BOILER, EVAPORATIVE SCRUBBER, VENTURI SCRUBBER, PAYBACK PERIOD OF INVESTMENTS



## АННОТАЦИЯ

Мельничук Е.А. Проект системы мокрой очистки конвертерных газов с утилизацией тепла и подготовкой уловленной пыли к утилизации.

Квалификационная работа для получения степени высшего образования магистра по специальности 183 - Технологии защиты окружающей среды - Технологии защиты окружающей среды, научный руководитель Е.А. Манидина. Запорожский национальный университет. Инженерный институт. Факультет строительства и гражданской инженерии, кафедра прикладной экологии и охраны труда, 2020.

Запроектирована система мокрой очистки, которая обеспечивает улавливание пыли и утилизацию химической теплоты отходящих газов от конвертеров. Установлено, что в результате применения для охлаждения конвертерного газа котла-утилизатора производится 250 т/ч острого пара. Конечная концентрация пыли на выходе из второй ступени очистки составляет 9 мг/м<sup>3</sup>. Принята система водоснабжения систем газоочистки конвертеров. Определены основные технико-экономических показатели системы очистки конвертерных газов с утилизацией тепла и подготовкой уловленной пыли к утилизации.

Ключевые слова: КОНВЕРТЕРНЫЙ ЦЕХ, КИСЛОРОДНЫЙ КОНВЕРТЕР, КОТЁЛ-УТИЛИЗАТОР, ИСПАРИТЕЛЬНЫЙ СКРУББЕР, СКРУББЕР ВЕНТУРИ, СРОК ОКУПАЕМОСТИ КАПИТАЛОВЛАЖЕНИЙ.



## РЕФЕРАТ

112 стр, 12 табл., 23 рис., 30 джерел

Пояснювальна записка до кваліфікаційного проекту магістра:

### КОНВЕРТЕРНИЙ ЦЕХ, КИСНЕВИЙ КОНВЕРТЕР, КОТЕЛ-УТИЛІЗАТОР, ВИПАРНИЙ СКРУБЕР, СКРУБЕР ВЕНТУРИ, СТРОК ОКУПНОСТІ КАПІТАЛОВКЛАДЕНЬ

Об'єкт проектування – ділянка газоочищення конвертерного цеху.

Мета проектування – проектування системи очищення конверторних газів з утилізацією його хімічної енергії.

Запроектована газоочисна установка забезпечує вловлювання пилу і утилізацію хімічної теплоти відхідних газів. Відповідно до обраної системи газоочищення, газ, виходячи з конвертера по газоходу поступає в котел-утилізатор. В результаті застосування для охолодження конвертерного газу котла-утилізатора виробляється 250 т/год гострої пари. Далі для подальшого зниження температури газ надходить до випарного скрубера. Охолоджений газ далі потрапляє в скрубер Вентури – (перша та друга ступінь очищення) та за допомогою димотяга направляється до газгольдеру. Далі газ може постачатися споживачеві. Початкова концентрація пилу в газі після котла-утилізатору становить  $160 \text{ г/м}^3$ . Концентрація пилу на виході з другої ступені очищення становить  $9 \text{ мг/м}^3$ . При вмісті вуглекислого газу в конвертерному менш ніж 35% газ направляється на димову трубу та спалюється на свічці.

Система водопостачання систем газоочищення конвертерів ухвалюється оборотною. Передбачається попереднє вловлювання зважених часток крупністю більш 500 мкм, отдувка, за потреби, вільного оксиду вуглецю, освітлення в радіальних відстійниках і наступне охолодження на градирнях.

В результаті розрахунку основних техніко-економічних показників встановлено, що строк окупності склав 3,34 роки, а коефіцієнт ефективності капіталовкладень становить 0,30 грн/грн. рік. Економічний ефект досягається за рахунок утилізації вловленого пилу, тепла та хімічної енергії конвертерного газу.

## ЗМІСТ

ВСТУП.....	9
1 ТЕОРЕТИЧНІ АСПЕКТИ ІННОВАЦІЙ В ГАЛУЗІ ТЕХНОЛОГІЙ ЗАХИСТУ НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА .....	11
1.1 Інноваційний розвиток – основа сталого розвитку та збереження на його zasадах навколишнього середовища .....	11
1.2 Інноваційні технології захисту навколишнього середовища.....	18
2 ДОСЛІДНИЦЬКА ЧАСТИНА.....	25
2.1 Дослідження інноваційних засобів та технологій захисту навколишнього середовища .....	25
2.2 Моделювання технології захисту навколишнього середовища .....	33
3 ПРОЕКТНА ЧАСТИНА.....	40
3.1 Проектування основного та допоміжного обладнання технології очистки газів .....	40
3.2 Вибір та розрахунок апаратів по утилізації шламу .....	59
3.3 Забезпечення функціонування проектованого об’єкту.....	76
4 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ТЕХНОГЕННА БЕЗПЕКА.....	80
4.1 Характеристика потенційних небезпечних та шкідливих виробничих факторів .....	80
4.2 Заходи з поліпшення умов праці .....	82
4.3 Виробнича санітарія .....	84
4.4 Заходи з електробезпеки .....	86
4.5 Заходи з пожежної та техногенної безпеки .....	88
4.6 Розрахунок кондиціонування теплоізольованого поста керування сталевара кисневого конвертеру .....	90
5 ОРГАНІЗАЦІЙНО - ЕКОНОМІЧНА ЕФЕКТИВНІСТЬ ПРОЕКТУ .....	94

	8
5.1 Планування організації виробничого процесу .....	94
5.2 Планування виробничої програми .....	95
5.3 Розрахунок балансу робочого часу та планового фонду оплати праці основних робітників.....	96
5.4 Оцінка економічної ефективності. Розрахунок капітальних витрат на очищення газу .....	100
5.5 Експлуатаційні витрати на очищення газу і вловлювання пилу .....	102
5.6 Техніко-економічне обґрунтування рішень, які прийняті у проекті .....	104
ВИСНОВКИ .....	108
ПЕРЕЛІК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ.....	110



## ВСТУП

Металургійні підприємства є основними джерелами забруднення навколишнього природного середовища. За рахунок недосконалості технологічних процесів і устаткування діючих підприємств до атмосфери надходять гази, які містять різні шкідливі газоподібні компоненти, дрібнодисперсні частинки пилу. Використання підприємствами застарілих систем газоочищення, які не враховують сучасні екологічні вимоги призвело до погіршення екологічного стану в промислово розвинених регіонах країни.

Таким чином, проектування високоефективної системи очищення відхідних промислових газів з подальшою утилізацією їх теплової або хімічної енергії та вторинним використанням вловленого пилу є актуальним завданням сьогодення.

Киснево-конвертерний процес, завдяки високим техніко-економічним показникам, займає провідне місце в сучасному сталеплавильному виробництві. Конвертерні гази, які утворюються в результаті вигорання вуглецю чавуну мають вихід і хімічний склад, що змінюються при продувці залежно від конструкції дуттєвих обладнань, режиму витрати кисню, хімічного складу чавуну й брухту, температури металеві ванни, складу вапна, висоти розташування фурми над рівнем ванни. Кількість пилу, що виділяється з металеві ванни, також змінюється по ходу плавки по-різному по різних періодах плавки й суттєво залежить, від концентрації вуглецю.

Таким чином, метою кваліфікаційного проекту є обґрунтування та проектування газоочисної системи відхідних конвертерних газів, що забезпечує високоефективне вловлювання пилу та утилізацію їх хімічної теплоти.

Для досягнення поставленої мети необхідно розв'язати наступні завдання:

- аналіз основних світових тенденцій по вдосконаленню високоефективних газоочисних апаратів;

- обґрунтування системи очищення відхідних конверторних газів;
- проектування високоефективної системи очищення відхідних газів з використанням їх хімічної теплоти;
- розробка технології оборотного водопостачання систем газоочисток конверторних газів;
- техніко-економічне обґрунтування проекрованої системи очищення конверторних газів;
- розробка заходів та засобів з охорони праці по забезпеченню комфортних умов роботи в конверторному цеху.

# 1. ТЕОРЕТИЧНІ АСПЕКТИ ІННОВАЦІЙ В ГАЛУЗІ ТЕХНОЛОГІЙ ЗАХИСТУ НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА

## 1.1 Інноваційний розвиток – основа сталого розвитку та збереження на його засадах навколишнього середовища

Останнім часом спостерігається посилення вимог до стандартів у галузі охорони навколишнього природного середовища, що приводить до пошуку рішень по вдосконалюванню систем очищення відхідних промислових газів.

У цей час основним завданням з пиловловлення є тонке очищення великих об'ємів газів від дисперсних часток. Таке пиловловлення здійснюється за допомогою таких апаратів очистки як: скрубери Вентурі, рукавні фільтри та електрофільтри.

Електрофільтри є найбільш ефективним засобом тонкого очищення газів за рахунок наступного ряду переваг [1]: висока ступінь очищення газів (більш 0,97 %), низький гідравлічний опір і, як наслідок, невисока витрата електроенергії, можливість автоматизації процесу очищення газів, широкий діапазон розмірів часток, що уловлюються ( від 0,01 до 100 мкм).

Робота електрофільтрів характеризується наступними основними показниками [2]:

- 1) ефективність очищення газів;
- 2) гідравлічний опір електрофільтра;
- 3) продуктивність (об'єм газів, що очищаються);
- 4) витрата електроенергії на 1000 м<sup>3</sup> годину;
- 5) вартість електрофільтра;
- 6) собівартість очищення газів.

При оцінці ефективності роботи електрофільтрів беруть до уваги: загальну ефективність знепилення, або кількість пилу, що затримується в пиловловлювачі, стосовно кількості пилу, що втримується в газі, що знепилюється; фракційну ефективність, що визначає повноту вловлювання

часток певних розмірів; залишковий вміст пилу в газі при виході його з пиловловлювача; розподіл залишку пилу в газі по розміру часток або швидкості витання.

Під ефективним уловлюванням розуміють уловлювання з ефективністю більш 95 % [3]. Ефективність роботи електрофільтра характеризує ступінь очищення газів від домішок:

$$\eta = \frac{Z_{\text{вх}} - Z_{\text{вих}}}{Z_{\text{вх}}},$$

де  $Z_{\text{вх}}$ ,  $Z_{\text{вих}}$  — запыленість газу, відповідно, на вході і на виході з електрофільтра, г/м<sup>3</sup>.

Осадження часток відбувається із області, пов'язаною з осаджувальним електродом. Зменшення числа часток у цій області відбувається за рахунок дрейфу часток під дією сил електричного поля й за рахунок захоплення часток турбулентними потоками.

При відомому фракційному складі пилу на вході електрофільтра, а потім і загальний ступінь очищення визначається як сума середньозважених ступенів очищення окремих фракцій:

$$\eta = \sum_{i=1}^n \eta_i q_i,$$

де  $q_i$  - доля  $i$ -ої фракції.

З робіт [1,2] встановлено, що ступінь очищення електрофільтра залежить від швидкості потоку газу, що очищається — швидкості переносу (осадження) часток аерозолі при виносі їх з газового потоку.

$$\eta = 1 - \exp\left(W_{\text{п}} \frac{S_{\text{ос}}}{Q_{\text{г}}}\right),$$

де  $W_{\text{п}}$  — швидкість переносу до осаджувальних електродів часток аерозолі, які видаляються з газового потоку, м/с;

$S_{\text{ос}}$  — поверхня осаджувальних електродів, м<sup>2</sup>;

$Q_{\text{г}}$  — об'ємна витрата газу, що очищується, м<sup>3</sup>/с.

Відношення швидкості переносу часток  $W_{\text{п}}$  до швидкості  $V_{\text{г}}$  газового потоку ( $W_{\text{п}}/V_{\text{г}}$ ) прийнято визначати за критерій ефективності роботи електрофільтрів [1].

Для більш точного розрахунку ступеня очищення газів електрофільтром необхідно враховувати всі види проскакування та віднесення пилу [4].

З метою підвищення ефективності електрофільтрів, як у вітчизняній, так і в закордонній практиці в цей час збільшують висоту електродів до 15 м [1]. Однак збільшення висоти електродів приведе до ще більшого збільшення габаритів, маси й металоємності електрофільтрів.

Одним зі способів інтенсифікації роботи електрофільтра, широко відомим у світовій практиці, є зменшення міжелектродної відстані, так наприклад, у Німеччині міжелектродну відстань зменшено до 0,25 м, у США – до 0,22 м і менш. Це пояснюється прагненням зменшити шлях руху аерозолів до осадження, при цьому необхідно для забезпечення тієї ж швидкості газового потоку збільшувати кількість секцій електрофільтра з метою збереження площі поперечного перерізу  $S$  електрофільтра.

Отже, при тій самій витраті газу для забезпечення рівності швидкості газового потоку необхідно, щоб площа поперечного перерізу електрофільтра залишалася постійною. Із цією метою електрофільтр виконують багатосекційним, з більшим числом секцій. За рахунок збільшення кількості секцій вдається зберегти загальну площу поперечного перерізу електрофільтра при зменшенні площі поперечного перерізу кожної секції, внаслідок зменшення міжелектродної відстані. Даний спосіб інтенсифікації процесу пилогазоочистки дозволяє суттєво зменшити габарити електрофільтрів по висоті, а також зменшити їхню металоємність. Недоліком даного способу є збільшення ймовірності повного пробою газового проміжку, тобто переходу коронного розряду в дуговий, що особливо має місце при очищенні аерозолів з високою концентрацією провідних часток. Щоб уникнути цього необхідно більш точно виготовлення електродів, відсутність дефектів на них, деяке зменшення напруженості електричного поля, а також обмеження по області застосування таких електрофільтрів (уловлювання аерозолів з невеликим змістом провідних часток) [1]. У свою чергу, обмеження напруженості поля приводить до зменшення швидкості осадження часток під дією сил

електричного поля, що знижує ефективність даного способу інтенсифікації. Тому, можливості даного способу обмежені.

При збереженні конструктивних розмірів електрофільтра ефективність очищення газу залежить від відношення швидкості осадження часток електричним полем до швидкості потоку газу, що очищається. Зменшення відношення цих швидкостей, обумовлено збільшенням швидкості газового потоку, що приводить до різкого зниження ефективності роботи електрофільтра. Отже, зберегти високу ефективність очищення при збільшенні швидкості потоку можна за рахунок підвищення швидкості осадження (переносу) часток в активній зоні апарата. Це дозволяє збільшити продуктивність електрофільтра без зменшення ступеня очищення.

В роботі [1] встановлено, що для збільшення швидкості осадження доцільно збільшувати напруженість поля в робочій зоні електрофільтра. Але просто збільшити напругу живлення електродів і, отже, максимальні значення напруженості поля електродів не можливо через небезпеку повного пробоя повітряного проміжку й переходу коронного розряду в дуговий. У випадку використання системи електродів «ряд проводів між площинами», що найбільш широко використовується в сучасних електрофільтрах, найбільші значення пробивної напруги і пробивної напруженості поля досягаються у випадку використання тонких коронуючих проводів діаметром 3 мм і менше [1]. Отже, можливості для посилення поля в електрофільтрах традиційної конструкції відсутні. Збільшення пробивної напруги можна досягти тільки у випадку підвищення ступені неоднорідності електричного поля, а для цього необхідно використовувати голчасті коронуючі електроди. Для промислових електрофільтрів можна рекомендувати систему електродів «ряд дротів з голками між площинами». Але в цьому випадку виникає завдання встановлення оптимальних розмірів коронуючих електродів і насамперед відстані (кроку) між голками [1].

Так наведені в роботі [1] дані свідчать, що при малій відстані між голками, до певного значення спостерігаються підвищені значення пробивної



напруги й, відповідно, пробивної напруженості. А при кроці, більшому деякої величини спостерігається різке зниження пробивних напруг. Отже, для інтенсифікації процесу пиловловлення для електрофільтра із зазначеними вище параметрами доцільно використовувати електроди із кроком між голками від 20 до 40 мм.

При порівнянні вольтамперних характеристик експериментального електрода «дроти з голками, які встановлені із кроком 20 мм» з характеристиками для тонкого циліндричного дроту (діаметром 2 мм) і електрода штикового перетину розміром 4 x 4 мм встановлено, що найвище значення початкової напруги й, відповідно, найменші струми розряду спостерігаються для електрода штикового перетину, а найменші значення початкової напруги й, відповідно, максимальні струми коронного розряду є в електрода «дроти з голками, які встановлені із кроком 20 мм». Отже, оптимальною із цього погляду є вольтамперна характеристика голчастого коронуючого електрода, яка дозволяє підвищити щільність струму коронного розряду на питому поверхню осаджувального електрода [1].

Величина початкової напруги коронного розряду й пов'язана з ним величина струму корони має для електропилогозоочистки дуже велике значення [1]. Це обумовлюється двома основними причинами, по-перше, ступінь очищення в електрофільтрі тим вище, чим вище потужність, яка споживається коронним розрядом. Природно, при однаковій напрузі живлені дана потужність буде тим більше, чим вище сила струму, що споживається електрофільтром і, відповідно, чим менше початкова напруга коронного розряду. По-друге, при використанні електрофільтрів для очищення газів з великою концентрацією дрібнодисперсного пилу, часто відбувається так зване «запирання» коронного розряду й значне погіршення пилогозоочистки [1]. При підвищенні струму розряду при вловлюванні пилу з тієї самої сполуки та в рівному значенні запиленості явище «запирання» корони буде відбуватися в суттєво меншому ступені.

Таким чином, розширюється область ефективного використання електрофільтрів при вловлюванні дрібнодисперсних аерозолів зі значними концентраціями твердих часток. Проведені дослідження та аналіз літературних даних показують, що використання голчастих електродів (системи електродів «ряд проводів з голками – площина» і «ряд проводів з голками між площинами») дозволяє не тільки збільшити продуктивність електрофільтра без зменшення ступеня очищення, але й розширити область ефективного застосування електрофільтрів. Електроди даного типу можуть бути виготовлені з достатнім запасом механічної міцності, що забезпечить їхню надійність і довговічність у процесі експлуатації. Описаний спосіб інтенсифікації пиловловлення досить простий і універсальний, і може широко використовуватися в електрофільтрах різного призначення.

Екологічним холдингом «Кондор Эко –СФНИИОГАЗ» був проведений великий комплекс теоретичних і експериментальних досліджень за результатами яких були створені конструкції, виготовлені та введені в експлуатацію електрофільтри нового покоління. На базі електрофільтрів нового покоління створений типорозмірний ряд апаратів загальнопромислового застосування продуктивністю до 1,5млн м<sup>3</sup>/год, що забезпечують залишкову запиленість газів 20...50 мг/м<sup>3</sup> [5]. Цією компанією вирішені інженерні завдання вдосконалювання електрофільтрів: розроблена система зтряхування й нові й уточнені методики розрахунків режимів регенерації осаджувальних і коронуючих електродів і освоєне виробництво осаджувальних електродів висотою до 18 м, розроблена нова система газорозподілу, що включає решітки на вході й виході з електрофільтра, що дозволяє одержати необхідну рівномірність потоку газу й забезпечити проектні норми викидів пили на виході з електрофільтра. Розроблена й впроваджена нова система коронуючих електродів електрофільтрів, що дозволяє знизити напругу запалювання корони й збільшити швидкість дрейфу часток в електрофільтрі до 30% і вище. Запропонована нова система

регулювання напруги на електрофільтрах, яка реалізується на базі існуючих регуляторів шляхом зміни алгоритму їх роботи.

Таким чином, збільшення міжелектродної відстані дозволяє суттєво знизити металоємність при збереженні ефективності очищення; збільшення активного об'єму апарата - підвищує ефективність очищення в умовах обмеження розмірів у цеху, зокрема, при реконструкції діючих електрофільтрів; застосування спеціальних коронуючих елементів – підвищує ефективність очищення газів від пилу; застосування сучасних джерел живлення й систем автоматизації - дозволяє збільшити міжелектродні відстані і активний об'єм, за рахунок використання могутніших агрегатів живлення із системами керування, що використовують регулювання напруги, які дозволяють підтримувати більш високий рівень середньої робочої напруги в електрофільтрі, близький до максимальної пробивної напруги.

Зміни конструкцій рукавних фільтрів спрямовані на зменшення гідравлічного опору їх корпусів. Також ведуться роботи зі створення нових видів тканин, які забезпечують більшу термо- та зносостійкість.

Найважливішими умовами ефективної роботи мокрих пиловловлювачів є створення в них розвинутої поверхні контакту газу і рідини, високої турбулентності газового потоку. Зміна конструкції устаткування для розпилення рідини дозволяє збільшити поверхню контакту газу з рідиною й тим самим збільшити ефективність роботи апаратів, які реалізують «мокрый» метод очищення.

Таким чином, сьогодні ведуться роботи з удосконалення конструкцій газоочисних апаратів, які підвищують їх ефективність роботи та забезпечать зниження антропогенного навантаження на навколишнє природне середовище.

## 1.2 Інноваційні технології захисту навколишнього середовища

Газоочисна установка повинна забезпечувати вловлювання пилу і утилізацію фізичної або хімічної теплоти газів, що відходять. В магістерському дипломному проєкті в якості об'єкта проєктування розглядається ділянка газоочистки конвертерного цеху. На цей час в залежності від способу відведення газів від конверторів розрізняють наступні системи роботи газовідвідного тракту[6,7]:

- системи з повним допалюванням вуглекислого газу в охолоджувачах конверторного газу (ОКГ);

- системи без повного допалюванням вуглекислого газу;

- системи з частковим допалюванням вуглекислого газу.

Режим роботи газовідвідного тракту організовується за рахунок підтримання необхідної величини тиску, що створюється в зазорі між конвертером і котлом-охолоджувачем. Якщо в зазорі підтримується розрідження, то в котел-охолоджувач разом з конвертерним газом по периметру струменя підсмоктується навколишнє повітря в кількості, необхідній для спалювання газу. У цьому випадку газовідвідний тракт буде працювати з повним допалюванням оксиду вуглецю. Коли тиск в зазорі дорівнює атмосферному, всмоктування повітря в газовідвідний тракт виключається і допалювання оксиду вуглецю не відбувається. Так як при цьому режимі газ може викидатися в цех, то в горловині підтримують мінімальне розрідження, допускаючи невеликі підсоси повітря ( $\alpha = 0,11$ ). При невеликому розрідженні в зазорі повітря, що підсмоктується, буде недостатньо для повного допалювання оксиду вуглецю і газовідвідний тракт буде працювати в режимі часткового допалювання CO. Відповідно до розрідження в зазорі через газовідвідний тракт проходять або продукти повного згоряння, або неспалений конвертерний газ, або частково спалений газ [10].

Режим роботи газовідвідного тракту визначається величиною тиску, підтримуваного в зазорі між конвертером і котлом-охолоджувачем. Якщо в зазорі підтримується достатнє розрідження, то в котел-охолоджувач разом з конвертерним газом по периметру струменя підсмоктується навколишнє повітря в кількості, необхідній для спалювання газу, тобто при  $\alpha > 1$ . У цьому випадку газовідвідний тракт буде працювати з повним допалюванням оксиду вуглецю.

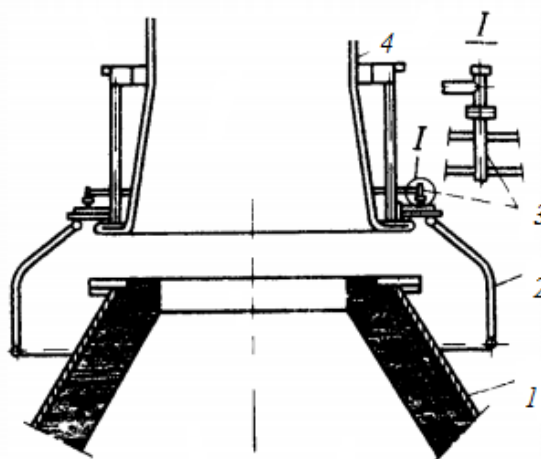
Коли тиск в зазорі дорівнює атмосферному, підсмоктування повітря в газовідвідний тракт виключається і допалювання оксиду вуглецю взагалі не відбувається ( $\alpha \approx 0$ ).

Так як при цьому режимі газ може викидатися в цех, то в горловині підтримують мінімальне розрідження, допускаючи невеликі підсоси повітря ( $\alpha = 0,11$ ). При невеликому розрідженні в зазорі повітря, що підсмоктується, буде недостатньо для повного допалювання оксиду вуглецю і газовідвідний тракт буде працювати в режимі часткового допалювання CO. Відповідно до розрідження в зазорі через газовідвідний тракт проходять або продукти повного згоряння, або неспалений конвертерний газ, або частково спалений газ [6].

Слід зазначити, що при  $\alpha < 0,75$  конвертерний газ стає вибухонебезпечним. У цих випадках, щоб уникнути вибуху слід виключити можливість дотику газу з повітрям, особливо в зоні низьких температур, де газ не горить і утворюються вибухові суміші. Для цього необхідні газощільність газовідвідного тракту і повне виключення підсмоктування повітря в нього. Потрібно також, щоб при русі по тракту слідом за горючим газом рухався «тампон» з інертного газу, потім повітря, а потім знову тампон і т. д.

При відведенні газів без допалювання зазор між горловиною конвертера та котлом-утилізатором герметизують, виключая підсмоктування повітря. Об'єм газів, які очищуються, в цьому випадку в три-чотири рази менше, ніж при повному допалюванні, що дозволяє значно спростити та здешевити систему газоочищення. Найбільше поширення одержали дві системи

герметизації входу в газовідвідний тракт: система ИРСИД—КАФЛ [9], розроблена у Франції, і система ОГ, розроблена в Японії. У системі ОГ герметизація зазору між конвертером і ОКГ забезпечується рухливою муфтою та подачею в зазор азоту. Система ИРСИД—КАФЛ передбачає установку над горловиною конвертера, яка переміщається у вертикальному напрямку та герметично з'єднаної з ОКГ «спідниці» (рис. 1.1).



1 — конвертер, 2 — юбка, 3 — датчик тиску, 4 — котел-утилізатор

Рисунок 1.1 - Схема ущільнення зазора між ОКГ  
та горловиною конвертера

Діаметр укриття в 1,5—2,5 рази більше горловини й у нижньому положенні вона повинна перекривати горловину по висоті приблизно на 1м. Під спідницею автоматично підтримується невеликий надлишковий тиск, що запобігає підсмоктуванню повітря в зазор між спідницею й конвертером. На підставі показань датчика тиску, який розміщено під спідницею, автоматична система керування регулює перетин газовідвідного тракту, забезпечуючи необхідний надлишковий тиск. Удосконалену систему ИРСИД-КАФЛ застосовують на вітчизняних підприємствах.

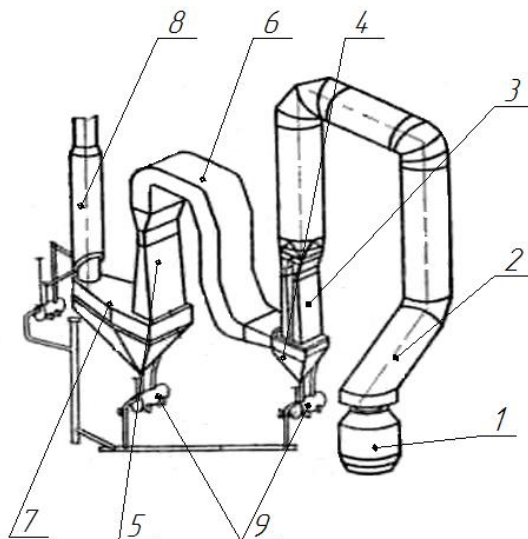
Таким чином, при пропусканні однієї й тієї ж кількості конвертерного газу газовідвідні тракти без допалювання матимуть значно менші розміри ніж при використанні системи газовідведення з повним допалюванням [6].



В даний час за всіма крупними конвертерними печами встановлені котли-утилізатори і порожнисті випарні скрубери, в яких виробляється водяна пара і температура газів, що відходять, при цьому знижується до 200 °С [8].

Для очищення відхідних газів конвертерних печей застосовують два способи: мокре очищення в скруберах Вентурі, мокрих електрофільтрах і сухе очищення в тканинних фільтрах, сухих електрофільтрах.

Для очищення конвертерних газів з допалюванням оксиду вуглецю застосовують швидкісні пиловловлювачі з високонапірними трубами Вентурі круглого або прямокутного перетину. Крупний пил і краплі шламу осідають в бункерах, на яких встановлені труби Вентурі, а укрупнений пил — в відцентровому скрубери (рис. 1.2).



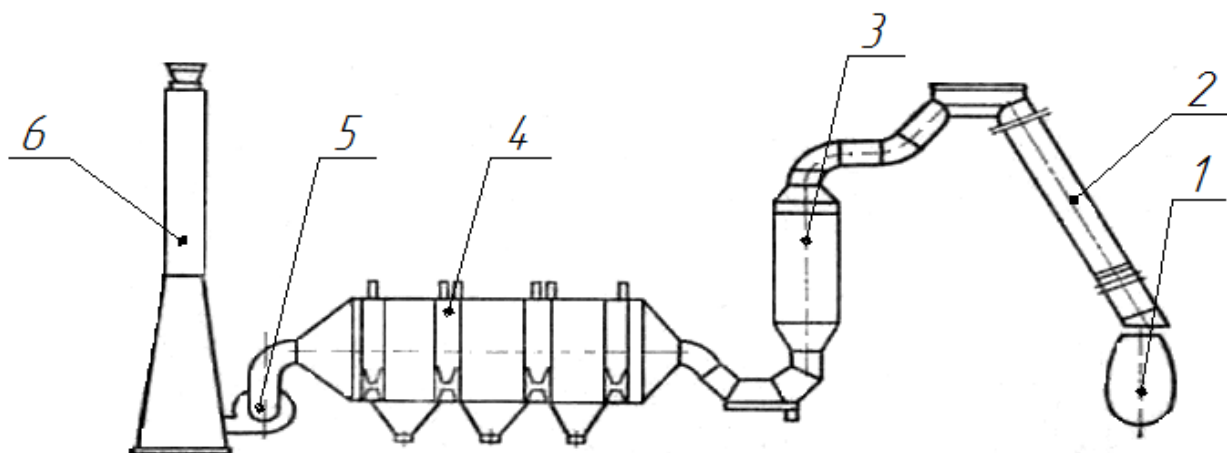
1 — конвертер; 2 — газовідвідний тракт; 3 — низьконапірна труба Вентурі; 4 — бункер-краплевловлювач; 5 — високонапірна труба Вентурі; 6 — газохід; 7 — інерційний пиле- і бризковловлювач; 8 — відцентровий пиловловлювач; 9 — гідрозасув

Рисунок 1.2- Схема очищення конвертерного газу з допалюванням оксиду вуглецю і охолодження газу в прямокутних трубах Вентурі

Очищення конвертерних газів без допалювання оксиду вуглецю здійснюють без доступу повітря в газовий тракт. Тому на газоочистку поступають лише конвертерні гази, а не продукти їх згорання.

Необхідна концентрація пилу на виході з системи  $50 \text{ мг/м}^3$  забезпечується на всіх режимах роботи конвертера при гідравлічному опорі скрубера Вентурі  $14 \text{ кПа}$ .

Використання сухого способу очищення газів, що відходять від конвертерних печей в електрофільтрах (рис. 1.3) можливо за умови зволоження газів, що поступають до системи очищення.



1 — конвертер; 2 — котел-утилізатор; 3 — порожнистий випарний скруббер; 4 — сухий пластинчастий електрофільтр; 5 — димосос; 6 — димова труба

Рисунок 1.3 - Схеми очищення конвертерних газів в сухих електрофільтрах

Експлуатуються наступні типи електрофільтрів: пластинчаті, горизонтальні з S-образними осаджувальними і штиковими коронуючими електродами, а також ці фільтри, але лише штикові електроди замінені стрічковими голковими.

Сухі електростатичні фільтри працюють стійко при певній температурі і вологості вхідного газу. Для забезпечення цих умов сухому електрофільтру передуює стабілізатор-вежа висотою до  $20 \text{ м}$  і діаметром  $4\text{—}5 \text{ м}$ , обладнана соплами для тонкого розпилу води. Кількість води, що вприскується, регулюється автоматично по температурі газів на виході з сухого фільтру, рівною  $140\text{—}160 \text{ }^\circ\text{C}$  [6-8].

Для видалення пилу, що збирається на осаджувальних електродах, користуються магнітним імпульсом; крім того, на підвісній рамі укріплені молоточки, які збивають пил. Коронуючі електроди очищають від пилу електромагнітним вібратором. Ефективність очищення фільтрів залежить від якості роботи молоточків і вібраторів.

Через такі фільтри можна пропускати продукти згорання, що містять не більше 5—6% CO.

Осаджувальні електроди очищаються від пилу безперервно; видача ж пилу з електрофільтру в пилозбірний бункер відбувається періодично між продуваннями. Пил видається у вагони шнековими живильниками, забезпеченими зволожувачами.

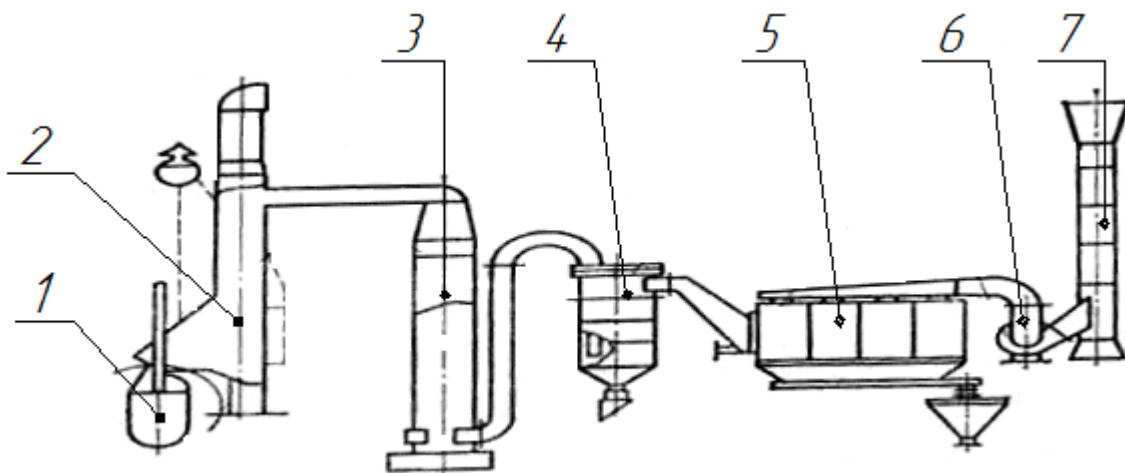
Експлуатуються також мокрі електрофільтри, їх включають в газовий тракт, після котлів-утилізаторів і скрубера. Через електрофільтр проходять продукти згорання конвертерних газів. Після котла-охолоджувача з примусовою циркуляцією газу при 1100°C поступають в два паралельні скрубери (злегка нахилених до горизонту) і потім при 77° С — у вертикальний трубчастий електрофільтр. Фільтр складається з 1000 труб. Труби є осаджувальними електродами; усередині кожної труби є коронуючий електрод. Робоча напруга складає 40 кВ.

Фільтрація в тканинних фільтрах вимагає ретельного підбору тканини, що фільтрує. Конвертерний пил, неоднорідний по хімічному складу, утворює на тканині шар, через пори якого проникає лише газ. Цей шар сприяє подальшій коагуляції часток.

На рис. 1.4 приведена схема очищення конвертерних газів в тканинних фільтрах.

Для підтримки необхідної температури газів перед тканинним фільтром їх пропускають через випарний скрубер або підключають термостати, регулюючи подачу додаткового повітря. Вміст пилу після тканинного фільтру складає 20 мг/м<sup>3</sup>.

Очищення тканинних фільтрів здійснюється струшуванням. При роботі в системах з повним спалюванням газів струшування і перемикання секцій відбувається автоматично у будь-який момент продування.



1— конвертера; 2 — водоохолоджуваний камін; 3 — акумулятор; 4 — випарний скруббер; 5 — тканинний фільтр; 6 — димосос; 7 — димова труба.

Рисунок 1.4 - Схема очищення димових конвертерних газів в тканинних фільтрах

## 1.ДОСЛІДНИЦЬКА ЧАСТИНА

### 2.1 Дослідження інноваційних засобів та технологій захисту навколишнього середовища

Компонування конверторного цеху і пристрій його відділень залежить від виду продукції, що випускається: злитків або литих заготовок МБЛЗ. Проте незалежно від способу розливання сталі будь-який конвертерний цех має у своєму складі:

- 1) міксерне відділення або відділення переливання чавуну з ковшів міксерного типу;
- 2) відділення магнітних матеріалів (металошихти);
- 3) відділення сипучих матеріалів з трактом їх подачі в конвертер і сталерозливних ковшів;
- 4) конвертерне відділення;
- 5) ковшові відділення (проліт);
- 6) відділення шлакопереробки;
- 7) механічні майстерні;
- 8) будівлю управління цехом і побутових приміщень.

Заповнені чаші доставляють у відділення шлакопереробки залізничним або автомобільним транспортом. Чавун з окремого будинку міксерного відділення в чавуновозних ковшах по естакаді транспортують тепловозом на робочий майданчик і кранами заливають в конвертер. У конвертерному прольоті розміщуються конвертери, системи відводу газів і подачі сипучих матеріалів. Проліт обладнаний краном для переміщення вантажів. Пульти управління конвертером розташовані між колонами шлакового і завантажувального прольотів. У деяких цехах система очищення газу розташовується в спеціальному енергетичному прольоті. У конвертерному або завантажувальному прольоті розташовані ділянки ремонту фурм й устаткування для торкретування конверторів. Сталерозливні ковші

транспортують від конвертерів по залізничним коліям через ковшовий проліт, тамбур і проліт підготовки проміжних ковшів в один з прольотів розливного відділення, де кранами їх подають на робочий майданчик до кристалізатора МБЛЗ. Після МБЛЗ заготовки поступають по системі рольгангів в передавальний проліт, а потім у відділення складування і ремонту литих заготовок (ад'юстаж) [11,12].

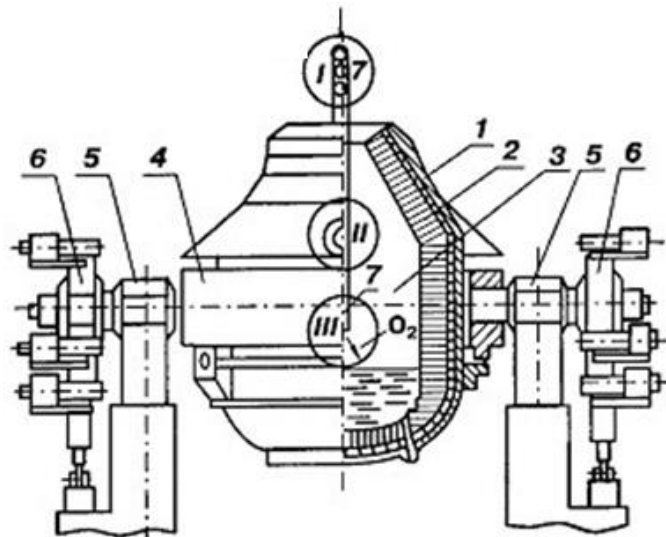
У конвертерному відділенні виконуються технологічні операції, пов'язані з виплавою сталі. Саме в конверторному відділенні спостерігається виділення великої кількості пилу та газів, основним джерелом яких є кисневий конвертер.

Кисневий конвертер являє собою посудину грушоподібної форми, який повертається на цапфах, футерований зсередини і забезпечений льоткою для випуску сталі і отвором зверху: для введення в порожнину конвертера кисневою фурми, відведення газів, заливання чавуну, завантаження брухту і шлакоутворюючих і зливу шлаку. Місткість існуючих конвертерів становить 50-400 т. Обладнання кисневого конвертера верхнього дуття (LD конвертер, BOF – від англійського Basic Oxygen Furnace) показано на рис 2.1 [11,12].

По конфігурації корпусу (кожуха) конвертери розрізняються. Корпус може бути такої ж форми, як робочий об'єм, тобто зі звуженням внизу, бути без звуження внизу, коли до циліндричної частини примикає сферичне днище; з незначним звуженням (кут нахилу до вертикалі  $\sim 6^\circ$ ) нижньої половини, що переходить у сферу.

Корпус конвертера виконують зварним з листової сталі товщиною від 20 до 110 мм і роблять його або суцільнозварним, або з від'ємним днищем, яке кріпиться болтами або клиновими сполуками. Розташування горловини в конвертерах симетричне, що дозволяє вводити кисневу фурму строго по осі конвертера.





1 – корпус; 2 – футеровка; 3 – робочий простір конвертера; 4 – опорне кільце із цапфами й системою кріплення в ньому корпусу; 5 – опорні вузли й станини; 6 – механізм повороту; 7 – киснева фурма із системою кріплення й переміщення

Рисунок 2.1 - Обладнання кисневого конвертера верхнього дуття

Горловина більшою мірою, ніж інші елементи кожуха, схильна до впливу високих температур і короблення і може бути пошкоджена при видаленні застиглих виплесків металу і в процесі зливу шлаку. Тому верх горловини захищають масивним шоломом. Днище конвертерів зазвичай роблять сферичним для полегшення циркуляції металу при верхній подачі дуття. Широко застосовуються як, так і відокремлені днища. Відокремлені днища можуть бути приставними і вставними. Зняття й установку здійснюють за допомогою домкратних візків. Після знімання днища прискорюється охолодження і полегшується руйнування зношеної футеровки і подання в порожнину конвертера вогнетривів для нової кладки в порівнянні з подачею через вузьку горловину конвертера. Основним недоліком від'ємного днища зазвичай вважають меншу міцність і надійність конструкції нижньої частини кожуха конвертера.

Конвертер цапфами спирається на роликові опорні підшипники, закріплені в опорних станинах. Підшипники забезпечують можливість обертання конвертера навколо осі цапф, при цьому один підшипник фіксований, а інший "плаваючий", що дає можливість переміщення вздовж осі цапф на 15-30 мм.

Кисневі конвертери постачають окремим опорним кільцем, до якого кріпляться цапфи і в якому з зазором в 150-200 мм закріпленій кожух. Завдяки зазору виникають деформації, які при термічному розширенні кожуха не передаються опорному кільцю і перекіс цапф не виникає. Системи кріплення конвертера в опорному кільці за допомогою підвісок, упорів та інших пристроїв можуть бути різними, але повинні забезпечити вільне розширення кожуха.

Механізм повороту забезпечує обертання конвертера коло осі цапф на  $360^\circ$  зі швидкістю від 0,1 до 1 м/хв. Поворот конвертера необхідний для виконання технологічних операцій: заливки чавуну, завалки брухту, зливу сталі та шлаку та ін..

Кисень подають в конвертер через вертикально розташовану водоохолоджувальну фурму (рис. 2.1), яку вводять в порожнину конвертера через горловину строго по його осі. Тиск кисню перед фурмою складає 1,0-1,6 МПа.

Висота фурми зазвичай збільшується при зростанні ємності конвертера і знаходиться в межах 1,0-4,8 м від рівня ванни в спокійному стані. Піднімають і опускають фурму за допомогою механізму, зблокованого з механізмом обертання конвертера. Конвертер не можна повернути, поки з нього не вилучена фурма.

Швидкість підйому і опускання фурми змінюється в межах 0,1-1 м/с. Фурма виконана з трьох концентрично розташованих сталевих труб і забезпечена знизу мідної головкою з соплами. До верхньої частини труб прикріплені патрубки для підведення кисню, підведення та відведення води.

Плавка в кисневому конвертері включає наступні періоди:

- 1) завантаження лома;
- 2) заливання чавуну;
- 3) продувка;
- 4) випуск сталі.

Сталевий лом завантажують у нахилений конвертер совками. Їхній обсяг, щоб уникнути збільшення тривалості завалки, розраховують таким чином, щоб завантаження забезпечувалося одним-двома совками. У запобігання ушкодження футеровки лом у совки укладають так, щоб при завантаженні в конвертер першим попадав легковагий лом. Після завантаження лома в конвертер для прискорення шлакоутворення найчастіше завантажують вапно (до 60 % від загальної витрати на плавку). Рідкий чавун з температурою 1450 °С заливають у нахилений конвертер одним ковшем. Після заливання чавуну конвертер повертають у вертикальне положення, вводять кисневу фурму й, включаючи подачу кисню, починають продувку. Фурма протягом продувки перебуває на висоті 3,8 – 4,8 м від рівня ванни в спокійному стані, причому для прискорення шлакоутворення продувку починають при підвищенні положенні фурми, а через 2 – 4 хв її опускають до оптимального положення (в один або кілька приймань). Протягом першої третини тривалості продувки в конвертер декількома порціями (частіше двома-трьома) завантажують вапно. Першу порцію вапна завантажують після «запалювання» плавки; разом з першою порцією вапна вводять плавиковий шпат і іноді інші добавки, що флюсують. Продувка до заданого вмісту вуглецю в металі триває 12 – 18 хв залежно від прийнятої в тому або іншому цеху інтенсивності продувки, що перебуває в межах 2,5 – 5 м<sup>3</sup>/(т · хв) [11,12].

Протягом продувки протікають наступні основні металургійні процеси:

- окиснення складових рідкого металу киснем, що вдувається: окислиться надлишковий вуглець, а також кремній, марганець і невелика кількість заліза; газоподібні продукти окиснення вуглецю (СО і небагато СО<sub>2</sub>) віддаляються з конвертера через горловину, інші переходять у шлаки;

- шлакоутворення: основний шлак починає формуватися з перших секунд продувки із продуктів окиснення складових металу ( $\text{SiO}_2$ ,  $\text{MnO}$ ,  $\text{FeO}$ ,  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ,  $\text{P}_2\text{O}_5$ ), що завантажується в конвертер вапна ( $\text{CaO}$ ), а також оксидів, внесених міксерними шлаками, іржею сталевого лома, що й розчиняється футеровкою; основність шлаків по ходу продувки зростає в міру розчинення вапна, досягаючи 2,8 – 3,5.

- дефосфорація й десульфуррація: в основний шлак, що утворюється, віддаляється частина шкідливих домішок, що утримувалися в шихті, фосфору й сірки;

- нагрівання металу до необхідної перед випуском температури (1600 – 1650 °C) за рахунок тепла екзотермічних реакцій окиснення складового рідкого металу;

- розплавлення сталевого лома, що звичайно закінчується протягом перших 2/3 тривалості продувки;

- видалення шкідливих газів: разом з, що виділяються з ванни пузирями CO віддаляється частина розчинених у рідкому металі шкідливих газів – водню й азоту;

- винос, що відходять із конвертера газами дисперсних часток заліза і його оксидів, що випаровуються у високотемпературній підфурменій зоні; при контакті з киснем навколишнього повітря ці частки миттєво окисляються до  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ , що має буре фарбування, у зв'язку із чим це явище часто називають виділенням бурого диму.

Випуск сталі відповідно до типової технологічної інструкції повинен тривати близько 7-10 хв, а іноді до 32,3 т/хв. Установлене, що при збільшенні тривалості випуску (тривалість контакту струменя металу з повітрям) підвищується вміст азоту в сталі [11,12].

Джерелами пилогазовиділення у киснево-конвертерному цеху є:

- 1) відділення переливу чавуну;
- 2) конвертер;
- 3) машина безперервного лиття заготовок;

- 4) тракт подачі сипучих матеріалів і феросплавів;
- 5) агрегати позапічної обробки сталі;
- 6) ділянки ремонту сталерозливних і проміжних ковшів.

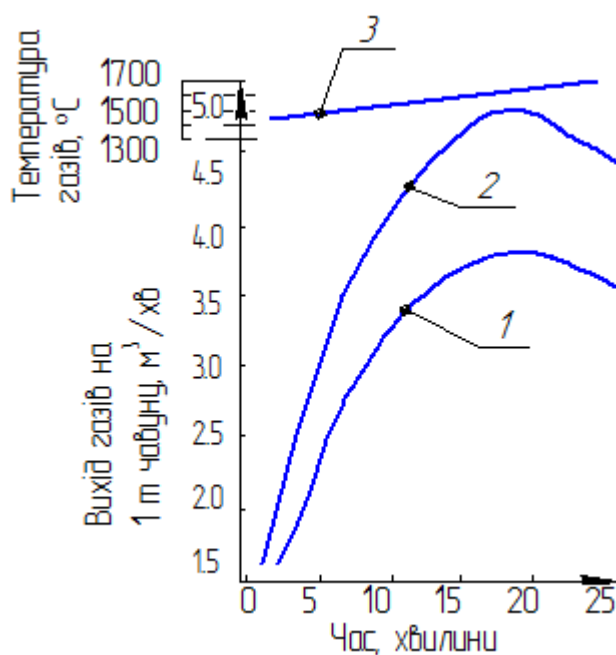
Від даних джерел в атмосферу й виробничі приміщення попадає: пилю, сірчистий ангідрид, оксиди азоту, оксиди вуглецю.

При продувці рідкого металу в конвертері газоподібним киснем утворюється конвертерний газ, вихід якого змінюється залежно від витрати кисневого дуття, складу чавуну та брухту, складу шихти й вапна, висоти фурми над рівнем ванни. Конвертерний газ містить значну кількість плавильного пилю, дрібні частки заліза і його оксидів, дрібні фракції, руди, вапна й інших добавок, що завантажуються в процесі плавки, що й підхоплюються при подачі потоком вихідних з конвертера газів.

Відомо, що час продувки ванни киснем умовно можна розділити на три періоди:

- 1) початковий період, під час якого відбувається переважно окиснення шлакоутворювальних домішок металу;
- 2) період інтенсивного обезвуглецювання (основний період), що триває до деякого критичного вмісту вуглецю в металі;
- 3) заключний період, особливістю якого є зменшення швидкості вигорання вуглецю й різке збільшення швидкості вигорання заліза.

Кількість пилю, що виділяється з металеві ванни, міняється по ходу плавки (рис. 2.2), по-різному по різних періодах плавки й суттєво залежить, зокрема, від концентрації вуглецю. Величина питомих викидів пилю, при верхній продувці, становить 13–22 кг/т сталі. Середня концентрація пилю в газі змінюється в межах 160–350 г/м<sup>3</sup>, у момент добавки сипучих матеріалів ця величина короткочасно зростає до 1500 г/м<sup>3</sup> [13].



1 - витрата газів при роботі на руді; 2 - те ж, на скрапі (10-25%); 3 - температура газу

Рисунок 2.2 - Зміна кількості та запилення конвертерних газів по ходу плавки

Аналіз розмірів пилових часток у конвертерному газі наведений у табл.2.1 [13]. При продувці пилові викиди містять велику кількість залізного пилу, що проявляється у вигляді «бурого диму», виділення якого супроводжує процес обезвуглецювання розплаву. Найбільша кількість «бурого диму» утворюється в перший період плавки [13,14].

Таблиця 2.1 – Дисперсний склад пилу в конвертерному газі, %

Розмір часток, мкм	0-5	0,3-5	0,1-0,3	≤ 0,1
Завантаження лому	88	4	-	0,6
Верхня продувка	68	55	23	-
Випускання сталі	99	90	-	9

Кількість конвертерних газів, що виходять з горловини конвертера, становить 70 - 90 м<sup>3</sup> на кожен тону садки [6-8]. Хімічний склад конвертерних газів коливається зазвичай в таких межах, %: 85 - 90 CO; 8 - 14 CO<sub>2</sub>; 1,5 -

3,5 O<sub>2</sub>; 0,5 - 2,5 N<sub>2</sub>. Такий склад газу визначає високу теплоту його згорання (8,5–9,2 МДж/м<sup>3</sup>) [11].

З конвертерними газами виносяться до 14% сірки, що міститься в шихті; з них 13% міститься в пилю і 1% в газовій фазі. Оксидів азоту в конвертері практично не утворюється. Однак, при допалюванні СО в котлі-охолоджувачі, вихід оксидів азоту становить приблизно 100 мг/м<sup>3</sup>, або 50 г/т сталі. Оксиди азоту утворюються також при допалюванні конвертерного газу на свічці в кількості 30 г/т сталі [6-8].

Температура конвертерних газів на виході з горловини конвертера протягом проведення кисневого дуття підвищується від 1250 - 1300 °С на початку дуття до 1600 - 1700 °С в середині і наприкінці.

Без очищення й охолодження газ можна використовувати для підігріву шихтових матеріалів конвертерної плавки і як відновлювач залізорудної сировини.

Для використання конвертерного газу як палива або хімічної сировини він повинен бути попередньо охолоджений перед газоочищенням до 200–300 °С та відповідно очищений від пилю.

Такими образом, основними проблемами, що обмежують застосування конвертерного газу як палива, є:

- 1) нерівномірність виходу газу (від нуля в період між плавками до максимуму в середині періоду продувки конвертера киснем);
- 2) висока запиленість на виході;
- 3) нерівномірність калорійності (теплота згорання газу, відрізняється від плавки до плавки через різницю в характеристиках процесу).

## **2.2 Моделювання технології захисту навколишнього середовища**

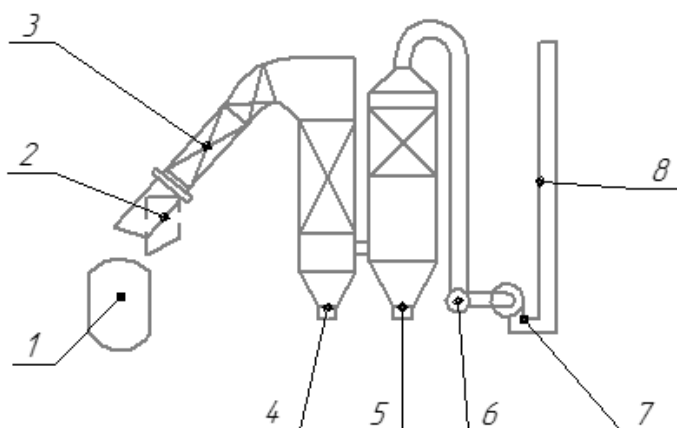
Ефективність існуючих способів очищення приблизно однакова: всіма методами можна понизити концентрацію пилю в газах до 50 мг/м<sup>3</sup>, що відповідає санітарним вимогам, тобто ступінь очищення складає 98-99 %.

Але існує ряд недоліків при використанні сухої та мокрої схеми очищення.

До недоліків використання тканинних фільтрів відносять підвищену витрата електроенергії: 30 кВт/ч на 1 т рідкої сталі. Фільтрація також вимагає ретельного підбору тканини, що фільтрує. Конвертерний пил, неоднорідний по хімічному складу, утворює на тканині шар, через пори якого проникає лише газ. Цей шар сприяє подальшій коагуляції часток. За відсутності такого шару частки проходять через тканину, пори якої в 50—100 разів більше розміру часток, тому газ не будуть очищатися.

Сухий спосіб очищення газів в електрофільтрі типа ЕГА потребує попередньо проводити повне допалювання оксиду вуглецю (для забезпечення пожежо та вибухобезпеки), рис. 2.3. Відповідно до цього способу, виходячи з конвертера по газоходу газ поступає в камеру для допалювання оксиду вуглецю, потім в котел-утилізатор, в якому газ охолоджується до 850 °С. Далі газ прямує у випарний скруббер, на виході з якого має температуру біля 200 °С. Далі забруднений газ прямує на очищення в сухий електрофільтр.

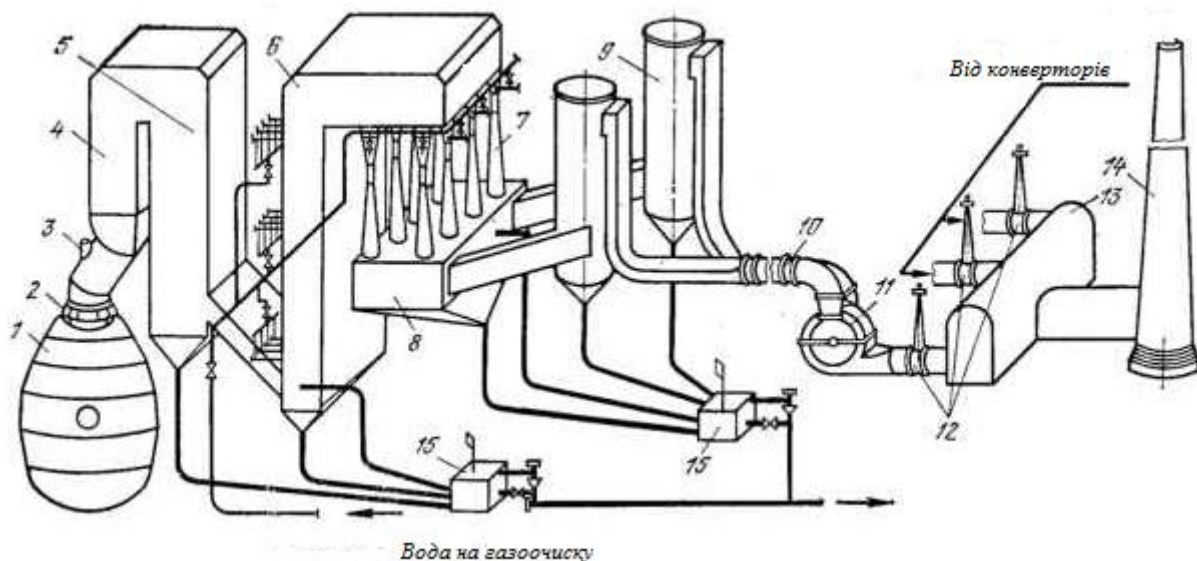
При реалізації мокрої системи очистки конвертерні газу попередньо охолоджують в котлі-утилізаторі, вбудованому в підйомно-опускний газохід, і в скруббері прямокутного перетину, а потім їх направляють у блок з восьми труб Вентурі із круглим перетином горловини, установленими на інерційний краплевловлювач (рис.2.4). Остаточне очищення газу здійснюють у двох паралельно розташованих відцентрових скрубберах. Така установка забезпечує очищення газу до кінцевого пилемісту 70 мг/м<sup>3</sup>.





1 - конвертер; 2 - кесон; 3 - ОКГ; 4 - випарний скруббер; 5 – електрофільтр; 6 – димотяг; 7 – димовий боров; 8 – димова труба

Рисунок 2.3 - Схема очищення газів із застосуванням електрофільтру



1 - конвертер; 2 - кесон; 3 - отвір для фурми; 4 - піднімальний газохід з радіаційними поверхнями котла-утилізатора; 5 - опускний газохід з конвективними поверхнями та економайзером; 6 - скруббер; 7 - блок труб Вентурі; 8 - інерційний краплеловлювач; 9 - відцентровий скруббер; 10 - дросельний клапан; 11 - димосос; 12 - засувка; 13 - боров; 14 - димар; 15 – гідрозатвор

Рисунок 2.4- Схема відводу й очищення конвертерного газу з повним допалюванням окису вуглецю та утилізацією тепла в системі із круглими трубами Вентурі [15].

Конвертерний газ, що утворюється при продувці без допалювання може бути використаний в якості палива. Такий газ після ексаустера при зміні коефіцієнта надлишку повітря від 0,11 до 0,05 містить відповідно від 70 до 80—85% CO. Теплота згоряння такого газу становить 8—10 МДж/м<sup>3</sup> [10].

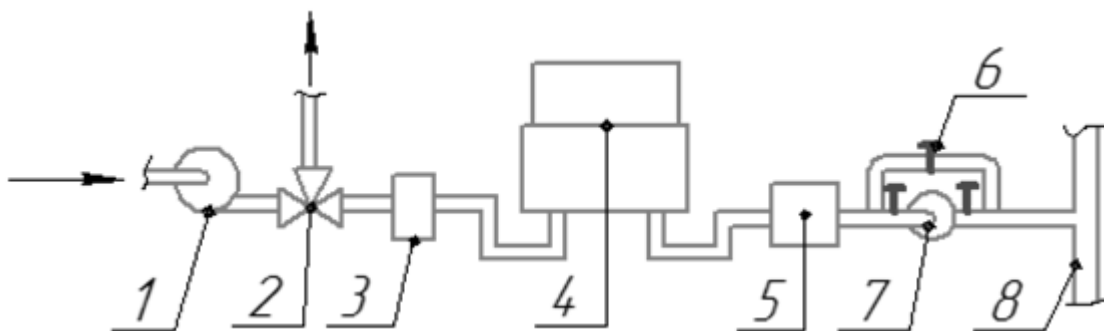
З урахуванням вищенаведеного для ряду нових і існуючих конвертерних цехів Гіпромезом розроблені проектні рішення по збору конвертерних газів у газгольдері і їх наступному використанню в якості палива. Подібні проекти передбачають:

- 1) збір і тимчасове зберігання газів, вихід яких різко змінюється в часі;
- 2) вибухобезпечність системи;
- 3) можливість відводу конвертерних газів на «свічу» у випадку неполадок;
- 4) підвищення тиску газів перед їх подачею споживачеві;
- 5) додаткове очищення газів від пилу.

Остання обставина пов'язана з тим, що при використанні в якості палива в пальниках газ повинен містити  $\leq 10 \text{ мг/м}^3$  пилу, у той час як після звичайного очищення за конвертерами він містить трохи менше  $100 \text{ мг/м}^3$  пилу.

Одна зі схем системи збору конвертерних газів у газгольдер наведена на рисунку 2.5.

Очищені конвертерні гази після димососа надходять у триходовий клапан 2, за допомогою якого газ можна направити або на «свічу», або в газгольдер. Перемикання триходового клапана зі свічі на газгольдер проводиться автоматично за показниками швидкодiючого газоаналiзатора після того, як у конвертерних газах вміст CO досягнеться більш ніж 35 % і кисню  $< 2\%$ ; газоаналiзатор установлений за димососом. Після триходового клапана газ проходить зворотний клапан 3 і потім надходить у газгольдер. Зворотний (запобiжний) клапан закривається, якщо газ починає рухатися від газгольдеру убік клапана.



1 димосос, 2 трехходовой клапан, 3 обратный клапан, 4 газгольдер, 5 электрофильтры, 6 клапан, 7 газоповысительная станция, 8 газопровод доменного газа

Рисунок 2.5 - Схема системи збору конверторних газів в газгольдері

З газгольдеру газ за допомогою газодувки газопідвищувальної станції 7 поступає в заводський газопровід доменного газу, при цьому забезпечується підвищення тиску газу до необхідного рівня. До потрапляння в газодувки газ проходить через мокрі електрофільтри 5, що забезпечують його очищення до вмісту пилу менше ніж  $10 \text{ мг/м}^3$ .

У схемі передбачений газгольдер змінного об'єму (мокрій) циліндричний резервуар з водою, що включає плаваючий колокол (циліндр зі сферичним дахом) при зміні кількості газу, який подається, об'єм газгольдеру змінюється в результаті підйому або опускання плаваючого колокола. Максимальний об'єм газгольдеру повинен забезпечити приймання газів, що виділяються за час продувки, з обліком їх кількості, (для 350-т конвертера об'єм газгольдеру становить близько  $80000 \text{ м}^3$ ). Для забезпечення вибухонебезпечності триходовий клапан автоматично перемикає подачу газу на свічу при вмісті в ньому кисню більш ніж 2 %. Клапан 6 забезпечує автоматичну подачу доменного газу з магістралі 8 у випадку досягнення плаваючим колоколом крайнього нижнього положення.

Основним недоліком систем очищення з допалюванням оксиду вуглецю є пропускання великого об'єму газів, які очищаються. Це пояснюється тим, що для забезпечення надійного спалювання газу повітря підсмоктується в газовідвідний тракт із надлишком кисню й тим самим збільшується загальний об'єм газу, який іде далі на очищення. Збільшення об'єму димових газів обумовлює відповідне збільшення розмірів устаткування газовідвідного тракту, підвищення його вартості, витрати електроенергії. Тому в конвертерному виробництві доцільніше застосовувати системи очищення газів без опалювання CO. Принциповою особливістю таких систем є застосування спеціальних пристроїв, що запобігають потраплянню повітря в газовідвідний тракт у період інтенсивного горіння вуглецю. Вміст горючих компонентів у газах, що надходять на очищення до електрофільтрів, повинен бути значно менше нижньої межі запалення відповідного компонента. Тому

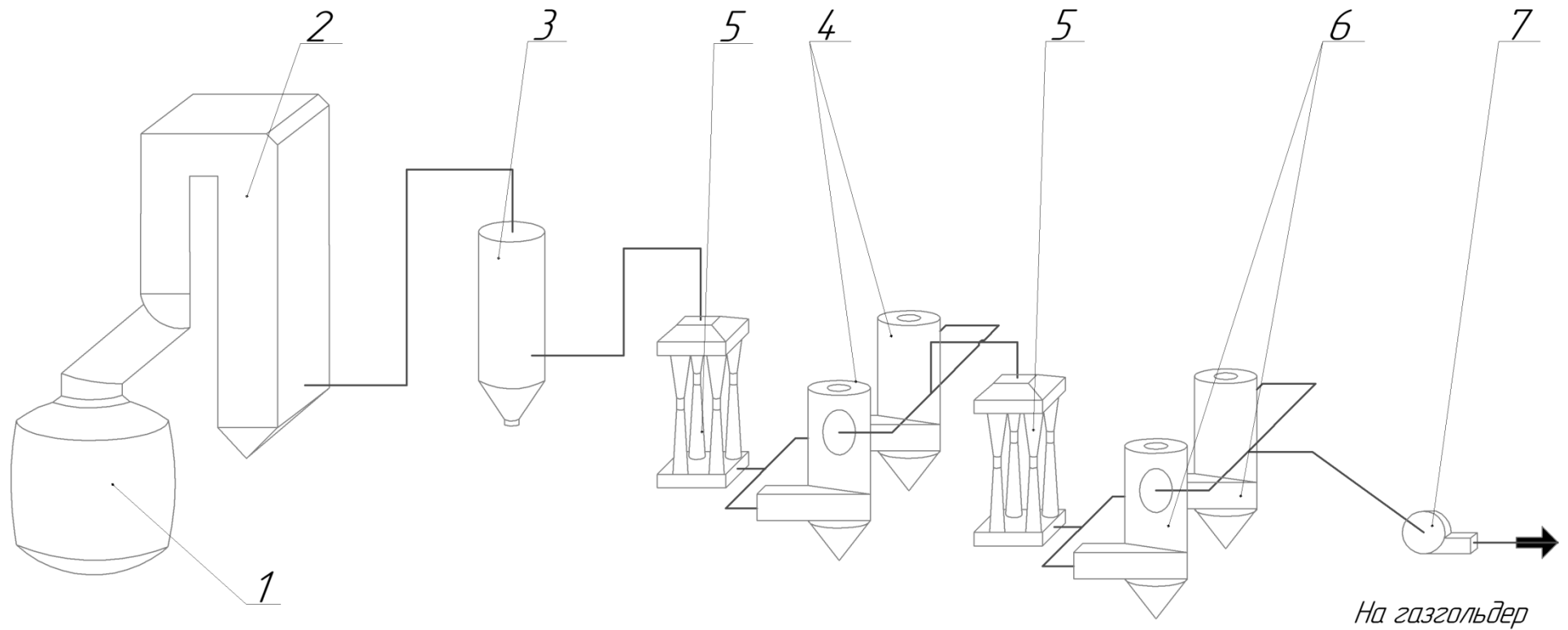
електростатичні фільтри не можуть працювати в системі відводу газів без допалювання.

При використанні рукавних фільтрів пред'являють ще більш тверді вимоги до температури вхідних газів, вона повинна перебувати в межах 100 – 110 °С и не перевищувати 150 °С. При більш високих температурах різко знижується міцність фільтруючої тканини. У випадку застосування мокрих систем очищення газів не пред'являють таких вимог до коливань температури вхідних газів і вмісту в них СО.

До недоліків використання апаратів мокрого очищення відносять:

- 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.

Таким чином, у результаті теоретичного аналізу, проведеного у магістерському проекті в п.1.1 розділу 1 і п.2.1 розділу 2 найбільше доцільно спроектувати систему мокрого очищення конвертерного газу, яка включає (рис.2.6): відвід конвертерного газу без допалювання оксиду вуглецю; котел-утилізатор; випарний скруббер; скруббер Вентурі – перша ступінь очищення; скруббер Вентурі – друга ступінь очищення; димотяг; газгольдер. Далі газ направляється до споживача. У випадку, коли вміст оксиду вуглецю в конверторному газі менше ніж 35%, то газ направляється на димову трубу, де він спалюється на світлці. Мінімальну кількість конвертерного газу у газгольдері підтримується за допомогою заповнення його доменним газом. Використання скрубера Вентурі на другій ступені очистки обумовлено вимогам, які пред'являються до якості палива, яке зостосовують в пальниках (запиленість газу повинна бути менш ніж 10 мг/м<sup>3</sup>).



1 – кисневий конвертер; 2 – котел-утилізатор; 3 – випарний скруббер; 4 – циклон-краплевловлювач; 5 – блок труб Вентурі; 6 – циклон-краплевловлювач; 7 – димотяг

Рисунок 2.5 – Проектована схема очистки конвертерних газів

### 3 ПРОЕКТНА ЧАСТИНА

#### 3.1 Проектування основного та допоміжного обладнання технології очистки газів

Вихідні дані для проектування обладнання системи газоочистки киснево-конвертерного виробництва наведені в заданні до магістерського проекту.

#### Фізико-хімічна характеристика конверторного газу попереду котла-утилізатора:

Температура конвертерного газу перед котлом-охолоджувачем складає  $t_{гк}=1600$  °С [6-8]. Витрата газу становить  $160\ 000$   $\text{нм}^3/\text{год} = 44,44$   $\text{нм}^3/\text{с}$ .

Згідно проведеному теоретичному аналізу (п.2.1), газу, які відходять від конверторів мають наступний склад:

Компоненти газу	%
CO	87
CO <sub>2</sub>	10
N <sub>2</sub>	1,5
O <sub>2</sub>	1,5
Всього	100

Запиленість газу попереду котла-утилізатора  $160$   $\text{г}/\text{м}^3$  [6-8].

Дисперсний склад пилу наведений в таблиці 3.1 [6-8].

Таблиця 3.1 – Дисперсний склад пилу

Діаметр часток, мкм	0-3	3-60	60-250	>250
Вміст, %	65	7	9	19

Після аналізу дисперсного складу та за допомогою логарифмічного методу визначення медіанного діаметру встановлено, що медіанний діаметр конверторного пилу становить  $d_m=0,35$  мкм.

**Вибір котла-утилізатора.** Обираємо по початковій температурі і витраті газу охолоджувач конвертерних газів ОКГ-250-2, який має такі технічні характеристики [14]:

- витрата конвертерних газів через охолоджувач – 200000 нм<sup>3</sup>/год;
- температура газів перед котлом - 1600 °С ;
- температура газів за котлом - 780 °С;
- температура живильної води 104 °С;
- гідравлічний опір 300 Па;
- паропроодуктивність – 250 т/год.

**Розрахунок випарного скрубера типу АКРП.**

Температура газів попереду випарного скрубера - 780 °С;

Запиленість газів 160 г/м<sup>3</sup>;

Тиск води перед форсунками  $P_{ж}=0,4$  МПа;

Початкова температура води  $t_{п}=20$  °С;

Втрата тиску в скрубєрі (АКРП) 900 Па [8].

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

$$\rho_0 = \frac{0,01}{22,4} \sum R_i O_j \cdot M_{R_i O_j}, \quad (3.1)$$

де М - молекулярна маса компонента газової суміші, кг/моль.

$$\rho_0 = \frac{0,01}{22,4} \cdot (87 \cdot 28 + 10 \cdot 44 + 1,5 \cdot 28 + 1,5 \cdot 32) = 1,324 \text{ кг/м}^3$$

Визначимо густину газів за робочих умов (перед випарним скрубєром):

$$\rho_t = \rho_0 \frac{273(B \pm P_{\Gamma})}{101,3(273 + t_{\Gamma})}, \quad (3.2)$$

де  $P_{\Gamma}$  – тиск газу попереду випарного скрубєра, кПа;

В - барометричний тиск, кПа;

$t_{\Gamma}$  – температура газу після котла-утилізатора, °С.

$$\rho_t = 1,324 \frac{273(100 - 0,25 - 0,3)}{101,3(273 + 780)} = 0,337 \text{ кг/м}^3$$

Секундна витрата газу за робочих умов визначається за формулою:

$$Q_t = \frac{Q_0 \cdot \rho_0}{\rho_t} = \frac{44,44 \cdot 1,324}{0,337} = 174,6 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Визначаємо ентальпію конвертерного газу на вході в випарний скруббер ( $t_1 = 780 \text{ }^\circ\text{C}$ ):

$$i_1 = 0,01 \sum_1^n i_i \cdot a_i$$

де  $i_i$  – ентальпія  $i$ -го компонента газової суміші, кДж/м<sup>3</sup>.

$$i_1 = 0,01 \sum_1^n 1042,08 \cdot 87 + 1519,5 \cdot 10 + 1019,55 \cdot 1,5 + 1082,35 \cdot 1,5 = 1090,09$$

Приймаємо, що на виході із скрубера газ має температуру  $t_2 = 200 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Ентальпія газу при цій температурі складе:

$$i_2 = 0,01 \sum_1^n 261,5 \cdot 87 + 357,5 \cdot 10 + 260 \cdot 1,5 + 267,1 \cdot 1,5 = 271,16 \text{ кДж/м}^3$$

Кількість теплоти, що передається у скруббері від газу до води:

$$Q_m = Q_0(i_1 - i_2) = 44,44 \cdot (1090,09 - 271,16) = 36393,25 \text{ кВт}$$

Приймаємо коефіцієнт випару в скруббері рівним 1, кінцева температура води  $t_k = 100 \text{ }^\circ\text{C}$ , тобто відбувається повне випаровування.

Середня температура газу в скруббері,  $^\circ\text{C}$ :

$$t_{cp} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{780 + 200}{2} = 490$$

Ентальпія насиченої пари при середній температурі газу в скруббері  $i_{II} = 3420 \text{ кДж/кг}$  [16].

Ентальпія води при початковій температурі  $t_H = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $i_H = 83,9 \text{ кДж/кг}$ ; при кінцевій температурі  $t_K = 100 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $i_K = 419,1 \text{ кДж/кг}$  [16].

Витрата води в скруббері:

$$M_B = \frac{Q_m}{\varphi(i_{II} - i_H) + (1 - \varphi)(i_K - i_H)} = \frac{36393,25}{(3420 - 83,9)} = 10,91 \text{ кг/с.}$$

Питома витрата води на зрошування:

$$m = \frac{M_B}{Q_t} = \frac{10,91}{174,6} = 0,062 \text{ кг/м}^3.$$

Вологість газу на виході зі скрубера за нормальних умов:

$$f_{02} = f_{01} + \frac{\varphi \cdot M_B}{Q_0} = \frac{10,91 \cdot 10^3 \cdot 3600}{160000} = 245,48 \text{ г/м}^3$$

де  $f_{01}$  – вологість газу на вході в скруббер, г/м<sup>3</sup>.



Витрата газу на виході із скрубера за робочих умов:

$$Q = Q_0 \left( 1 + \frac{f_0}{0.804} \right) \frac{101.3 \cdot T_r}{273 \cdot P_r}$$

$$Q_{t2} = 44,44 \left( 1 + \frac{0,2571}{0.804} \right) \frac{101.3 \cdot 473}{273 \cdot (100 - 0,25 - 0,3 - 0,9)} = 79,13 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Густина газу на виході зі скрубера:

$$\rho_{r2} = \frac{\rho_0 + f_0}{1 + \frac{f_0}{0.804}} \frac{273 \cdot P_r}{101,3 \cdot T_r} = \frac{1,324 + 0,24548}{1 + \frac{0,24548}{0,804}} \cdot \frac{273 \cdot (100 - 0,25 - 0,3 - 0,9)}{101,3 \cdot 473} = 0,675 \text{ кг/м}^3$$

Середня різниця температур між газом і водою в випарному скрубєрі:

$$\Delta t = \frac{(t_1 - t_k) - (t_2 - t_H)}{\ln \frac{t_1 - t_k}{t_2 - t_H}} = \frac{(780 - 200) - (200 - 20)}{\ln \frac{780 - 100}{200 - 20}} = 300,95^\circ\text{C}.$$

Об'єм скрубєра, м<sup>3</sup>:

$$V_k = \frac{1000 \cdot Q_m}{K_0 \cdot \Delta t} = \frac{1000 \cdot 36393,25}{\cdot 300,95}$$

$$V_{ск} = \frac{1000Q}{K_0 \Delta t} = \frac{1000 \cdot 29931,18}{215,03 \cdot 300,95} = 462,52$$

де  $K_0$  – об'ємний коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м<sup>3</sup>·°C):

$$K_0 = (17,4 + 115m \cdot U_r) \rho_{r2} \cdot U_r = (17,4 + 115 \cdot 0,062 \cdot 5) \cdot 0,673 \cdot 5 = 178.51$$

де  $U_r$  – швидкість газу на виході із скрубєра, приймаємо для АКРП  $U_r=5$  м/с [8].

Визначаємо діаметр скрубєра:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_r}{\pi \cdot U_r}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 174.6}{3.14 \cdot 5}} = 6.67 \text{ м}$$

Обираємо 2 стандартних скрубєри типу АКРП діаметром 5,5 м.

Гідравлічний опір скрубєра 900 Па [8].

Проводимо перерахунок швидкості газу в скрубєрі для стандартного діаметру:

$$U_r = \frac{4 \cdot Q_r}{n \cdot \pi \cdot d^2}$$

де  $n$  – кількість одиниць апаратів газоочищення, шт;

$D$  – стандартний діаметр скрубєра, м.

$$U_r = \frac{4 \cdot 174,6}{2 \cdot 3,14 \cdot 5,5^2} = 3,67 \text{ м/с}$$

Проводимо перерахунок складу газу на виході зі скрубера з урахуванням абсолютної вологості газів за нормальних умов на виході зі скрубера,  $f_{O_2} = 245,48 \text{ г/м}^3$

$$r_i = \frac{r_{ic}}{1 + \frac{f_{O_2}}{0.804}}$$

де  $r_{ic}$  – вміст компонента в сухому газі, %

$$r_{CO} = \frac{87}{1 + \frac{0,24548}{0.804}} = 66,65\%$$

$$r_{CO_2} = \frac{10}{1 + \frac{0,24548}{0.804}} = 7,66\%$$

$$r_{N_2} = \frac{1.5}{1 + \frac{0,24548}{0.804}} = 1.15\%$$

$$r_{O_2} = \frac{1.5}{1 + \frac{0,24548}{0.804}} = 1.15\%$$

Визначаємо кількість водяних парів у газі після випарного скрубера:

$$r_{H_2O} = 100 - \sum_1^n r_i$$

$$r_{H_2O} = 100 - (66.65 + 7.66 + 1.15 + 1.15) = 23.39\%$$

### **Розрахунок скрубера Вентурі на першій ступені очищення**

Приймаємо ступінь очищення газів від пилу на першій ступені очистки 99% або 0,99. Отже запиленість на виході зі скрубера Вентурі на першій ступені очищення складе  $1,6 \text{ г/м}^3$ .

Число одиниць переносу:

$$N_q = \ln \frac{1}{1 - \eta},$$

де  $\eta$  - ефективність очищення на першій ступені, частки.

$$N_q = \ln \frac{1}{1 - 0,99} = 4,61$$

Питома енергія, яка витрачається на пилевловлювання:

$$N_q = B \cdot K_q^x,$$

де  $B$  и  $\chi$ — константи, які визначаються дисперсним складом пилу [16];

$K_q$ — витрати енергії на мокру очистку газів від пилу;

$$N_q = 4,61 = 9,88 \cdot 10^{-2} \cdot K_q^{0,4663}, \text{ звідси } K_q = 4025 \text{ кДж/ } 1000 \text{ м}^3.$$

Загальний гідравлічний опір скрубера Вентурі:

$$\Delta P = K_q - P_g \cdot m_g,$$

де  $\Delta p_{an}$  - гідравлічний опір апарату, Па;

$p_{ж}$  - тиск рідини, що розпилюється, на вході в апарат, Па;

$m$  - питома витрата зрошувальної рідини,  $\text{м}^3/\text{м}^3$  газу.

$$\Delta P = 4025 - 300000 \cdot 0,0015 = 3575 \text{ Па}$$

Густина газу на вході в скрубер Вентурі за нормальних умов відповідно до формули (3.1):

$$\rho_0 = \frac{0,01}{22,4} \cdot (66,65 \cdot 28 + 7,66 \cdot 44 + 1,15 \cdot 28 + 1,15 \cdot 32 + 23,39 \cdot 18) = 1,202 \text{ кг/м}^3$$

Відповідно до формули (3.2) густина газу на вході в скрубер Вентурі за робочих умов буде становити:

$$\rho_t = 1,202 \frac{273(100-0,25-0,3-0,9)}{101,3(273+200)} = 0,675 \text{ кг/м}^3$$

Витрата газів, які надходять до скрубера Вентурі, за робочих умов,  $\text{м}^3/\text{с}$  (формула 3.3):

$$Q_t = \frac{44,44 \cdot 1,202}{0,675} = 79,19$$

Витрата зрошувальної рідини (води), приймаємо питому витрату води  $m_B 1,5 \text{ л/м}^3$ :

$$M_B = m_B \cdot Q_t$$

$$M_B = 1,5 \cdot 79,19 = 118,79 \text{ кг/с}$$

Температура газів на виході зі скрубера Вентурі:

$$t_2 = (0,133 - 0,041 \cdot m_B) t_1 + 35$$

де  $t_1$  – температура газу на вході до скрубера Вентурі, °С

$$t_2 = (0,133 - 0,041 \cdot 0,0015) 200 + 35 = 61,59$$

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

$$\rho_{t2} = 1,202 \frac{273(100-0,25-0,3-3,396)}{101,3(273+61,59)} = 0,929 \text{ кг/м}^3$$

Об'ємна витрата газу на виході з труби Вентурі:

$$Q_{t2} = \frac{44,44 \cdot 1,202}{0,929} = 57,56 \text{ м}^3/\text{с}$$

Визначаємо параметри краплевловлювача. Приймаємо для розрахунку циклон-краплевловлювач типу КЦТ.

Необхідна площа перетину циклона, м<sup>2</sup>:

$$F = \frac{V_2}{w_{omn}},$$

де  $w_{omn}$  — середня швидкість газу в циклоні, м/с [8];

$$F = \frac{57,56}{4} = 14,11 \text{ м}^2$$

Діаметр циклона, попередньо задаємося кількістю циклонів  $N$ , м:

$$D = \sqrt{\frac{F}{0,785N}},$$

Приймаємо 4 циклони- краплевловлювачі типу КЦТ:

$$D = \sqrt{\frac{14,13}{0,785 \cdot 4}} = 2,12 \text{ м}$$

Приймаємо 4 циклони типу КЦТ зі найближчими стандартними розмірами  $D_{ст} = 2200$  мм.

Дійсна швидкість газу в циклоні, м/с:

$$w = \frac{Q_{t2}}{0,785 \cdot N \cdot D_{ст}^2}$$

$$w = \frac{57,33}{0,785 \cdot 4 \cdot 2,2^2} = 3,77$$

Таким чином, за результатами розрахунку проектуємо після труб Вентурі 4 циклона-краплевловлювача типа КЦТ-2200.

Гідравлічний опір циклона, Па:

$$\Delta P_{ц} = \frac{\xi \cdot w^2 \cdot \rho_{t2}}{2}$$

де  $\xi$  - коефіцієнт гідравлічного опору циклона, [8].

$$\Delta P_{ц} = \frac{32 \cdot 3,77^2 \cdot 0,929}{2} = 178,74$$

Гідравлічний опір труби Вентурі, Па:

$$\Delta P_T = \Delta P - \Delta P_u,$$

$$\Delta P_{\text{тр}} = 3575 - 178,74 = 3396,26$$

Коефіцієнт опору труби Вентурі, обумовлений введенням зрошувальної рідини:

$$\xi_2 = A \xi_1 m^{B_1},$$

де  $A$  і  $B_1$  - емпіричні коефіцієнти, значення яких наведені в таблиці 3.3 [16].

В умовах розрахунків доцільно вибрати трубу Вентурі оптимальної форми із центральним підведенням рідини, що зрошує. У цьому випадку значення коефіцієнта гідравлічного опору сухої труби  $\xi_1=0,15$ , а емпіричні коефіцієнти  $A=0,63$ ,  $B_1= - 0,3$  [16].

$$\xi_2 = 0,63 \cdot 0,15 \cdot 0,0015^{-0,3} = 0,66$$

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

$$w_{\Gamma} = \sqrt{\frac{2 \cdot \Delta P_T}{\xi_1 \rho_t + \xi_2 \cdot \rho_B \cdot m_B}}$$

де  $\rho$  і  $\rho_{жс}$  - відповідно щільність газу, що очищають, і зрошувальної рідини, кг/м<sup>3</sup>.

$$w_{\Gamma} = \sqrt{\frac{2 \cdot 3396,26}{0,15 \cdot 0,569 + 0,66 \cdot 1000 \cdot 0,0015}} = 79,58 \text{ м/с}$$

Діаметр горловини труби - розпилювача, м:

$$d_{\Gamma} = 1,13 \left( \frac{Q_t}{w_{\Gamma}} \right)^{0,5}$$

де  $V$  - об'єм при робочих умовах газу, що очищають, м<sup>3</sup>/с.

$$d_{\Gamma} = 1,13 \left( \frac{57,56}{79,58} \right)^{0,5} = 0,96 \text{ м}$$

Отримане значення діаметра горловини значно перевищує найбільший діаметр горловини типорозмірного ряду високонапірних труб Вентурі (0,42 м), у зв'язку із чим необхідно встановити паралельно працюючі труби. Ухвалюємо число труб  $n=4$  шт. У цьому випадку діаметр горловини труби:

$$d_{\Gamma} = 1,13 \left( \frac{57,33}{4 \cdot 79,58} \right)^{0,5} = 0,48 \text{ м}$$

Приймаємо діаметр горловини труби Вентурі 420 мм, що відповідає марці труби ГВПВ-0,140-01.

Виходячи зі стандартного діаметру горловини фактична швидкість газу в горловині становить, м/с:

$$w_{\Gamma} = \frac{1,13^2 \cdot 57,56}{4 \cdot 0,42^2} = 103,74 \text{ м/с}$$

### **Розрахунок скрубера Вентурі на другій ступені очистки.**

Приймаємо ступінь очищення газів від пилу на першій ступені очистки 99,4 % або 0,994. Отже запиленість на виході зі скрубера Вентурі на першій ступені очищення складе 0,009 г/м<sup>3</sup>.

Число одиниць переносу:

$$N_{\eta} = \ln \frac{1}{1-\eta} = \ln \frac{1}{1-0,994} = 5,11$$

Питома енергія, яка витрачається на пилевловлювання:

$$N_{\eta} = 5,11 = 9,88 \cdot 10^{-2} \cdot K_{\eta}^{0,4663}, \text{ звідси } K_{\eta} = 4700 \text{ кДж/ } 1000 \text{ м}^3.$$

Загальний гідравлічний опір скрубера Вентурі:

$$\Delta P = 4700 - 300000 \cdot 0,0015 = 4250 \text{ Па}$$

Густина газів на вході в трубу Вентурі за робочих умов:

$$\rho_t = 1,202 \frac{273(100-0,25-0,3-0,9-3,575)}{101,3(273+61,59)} = 0,919 \text{ кг/м}^3$$

Об'ємна витрата газів, які поступають у скрубер Вентурі, за робочих умов, м<sup>3</sup>/с:

$$Q_t = \frac{44,44 \cdot 1,014}{0,775} = 58,12$$

Масова витрата води на зрошення:

$$M_B = 1,5 \cdot 58,14 = 87,21 \text{ кг/с}$$

Температура газів на виході зі труби Вентурі:

$$t_2 = (0,133 - 0,041 \cdot 0,0015)61,59 + 35 = 41,19 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Густина газів на виході з труби Вентурі:

$$\rho_{t2} = 1,202 \frac{273(100-0,25-0,3-3,575-4,07)}{101,3(273+41,19)} = 0,948 \text{ кг/м}^3$$

Об'ємна витрата газів на виході з труби Вентурі, м<sup>3</sup>/с:

$$Q_{t2} = \frac{44,44 \cdot 1,202}{0,948} = 56,35$$

Визначення параметрів краплевловлювача.

Приймаємо 4 циклони- краплевловлювачі типу КЦТ:

Дійсна швидкість газу в циклоні, м/с:

$$w = \frac{56,33}{0,785 \cdot 4 \cdot 2,2^2} = 3,70$$

Таким чином, за результатами розрахунку проектуємо після труб Вентурі 4 циклона-краплевловлювача типа КЦТ-2200.

Гідравлічний опір циклона, Па:

$$\Delta P_{\text{ц}} = \frac{32 \cdot 3,70^2 \cdot 0,948}{2} = 175,23$$

Гідравлічний опір труби Вентурі, Па:

$$\Delta P_{\text{тр}} = 4250 - 175,23 = 4074,77$$

Коефіцієнт опору труби Вентурі, обумовлений введенням зрошувальної рідини:

$$\xi_2 = A \xi_1 m^{B_1},$$

де  $A$  і  $B_1$  - емпіричні коефіцієнти, значення яких наведені в роботі [16].

В умовах розрахунків доцільно вибрати трубу Вентурі оптимальної форми із центральним підведенням рідини, що зрошує. У цьому випадку значення коефіцієнта гідравлічного опору сухої труби  $\xi_1=0,15$ , а емпіричні коефіцієнти  $A=0,63$ ,  $B_1= - 0,3$  [16].

$$\xi_2 = 0,63 \cdot 0,15 \cdot 0,0015^{-0,3} = 0,66$$

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

$$w_{\text{г}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 4074,77}{0,15 \cdot 0,569 + 0,66 \cdot 1000 \cdot 0,0015}} = 87,05 \text{ м/с}$$

Діаметр горловини труби - розпилювача, м:

$$d_{\text{г}} = 1,13 \left( \frac{56,35}{87,05} \right)^{0,5} = 0,91 \text{ м}$$

Отримане значення діаметра горловини значно перевищує найбільший діаметр горловини типорозмірного ряду високонапірних труб Вентурі (0,42

м), у зв'язку із чим необхідно встановити паралельно працюючі труби. Ухвалюємо число труб  $n=4$  шт. У цьому випадку діаметр горловини труби:

$$d_r = 1,13 \left( \frac{56,35}{4 \cdot 87,05} \right)^{0,5} = 0,45 \text{ м}$$

Приймаємо діаметр горловини труби Вентурі 420 мм, що відповідає марці труби ГВПВ-0,140-01.

Виходячи зі стандартного діаметру горловини фактична швидкість газу в горловині становить, м/с:

$$w_r = \frac{1,13^2 \cdot 56,33}{4 \cdot 0,42^2} = 101,9 \text{ м/с}$$

### **Аеродинамічний розрахунок газовідвідного тракту**

Повний розрахунковий опір газовідвідного тракту (рис. 3.1) визначається, Па:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{кот.ут.}} + \Delta P_{\text{п.с}} + \Delta P_{\text{с.в.1}} + \Delta P_{\text{с.в.2}} + \Delta P_{\text{газов.}}$$

де  $\Delta P_{\text{кот.ут.}}$  – опір котла-утилізатора, Па;

$\Delta P_{\text{п.с}}$  – опір порожнистого скрубера, Па

$\Delta P_{\text{с.в.1}}, \Delta P_{\text{с.в.2}}$ , – опір скрубера Вентурі першої і другої ступені відповідно, Па;

$\Delta P_{\text{газов.}}$  – опір з'єднувальних газоходів, Па.

Сумарні втрати тиску (енергії  $1 \text{ м}^3$  газу) складаються з втрат тиску на тертя по довжині трубопроводу  $\Delta p_{mp}$  і втрат тиску на місцевих опорах  $\Delta p_m$  [17]:

$$\Delta p = \sum_{i=1}^m \Delta p_{mp i} + \sum_{i=1}^m \Delta p_{m i},$$

де  $i$  – номер розрахункової ділянки;

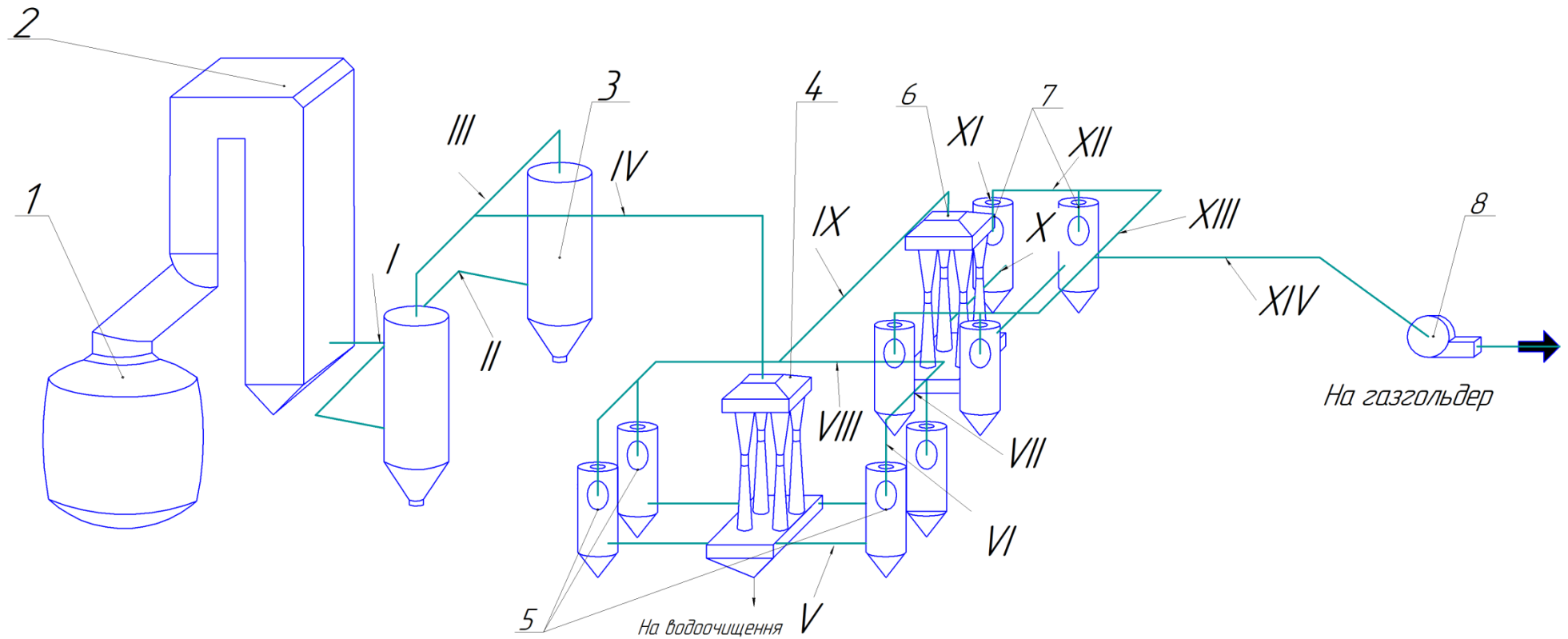
$m$  – кількість розрахункових ділянок.

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

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

де  $\lambda_i$  – коефіцієнт гідравлічного тертя (безрозмірний).





1 – кисневий конвертер; 2 – котел-утилізатор; 3 – порожнистий скрубєр АКРП, 4,6 - блок труб Вентурі; 5,7 – циклон-краплевловлювач КЦТ; 8 - димотяг

Рисунок 3.1 – Схема розрахунку газового тракту системи очищення конвертерного газу

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

Число Рейнольдса визначають за формулою:

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

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

$d_{ei}$  - діаметр газоходу, м.

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

Діаметр газоходу визначається по формулі:

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

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

Відомо, що рух газів в газоході відбувається у області «гідравлічно шорстких» труб (автомодельна чи область зона квадратичної залежності) за умови  $Re_i \times \frac{k_{ei}}{d_{ei}} > 500$ , тоді для визначення коефіцієнту гідравлічного тертя використовують наступну формулу:

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

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

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

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

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

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

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

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

Значення  $\zeta$  для окремих видів місцевих опорів приймаємо відповідно до [17]. Злиття потоків у симетричному трійнику - значення коефіцієнтів віднесені до швидкості в збірному каналі. Розподіл потоків у симетричному трійнику - значення коефіцієнтів віднесені до каналу до розділення потоків.

Відповідно до рис.3.1 на ділянках газопроводу будуть наступні види місцевих опорів:

#### **Ділянка I**

Вхід до каналу

Трійник (розділення потоків)

#### **Ділянка II**

Поворот на 90 °

#### **Ділянка III**

Вхід в канал

Поворот на 90 ° (секційне коліно), 2 шт

Дифузор

Трійник злиття потоків

#### **Ділянка IV**

Поворот на 90 ° (секційне коліно)

#### **Ділянка V**

Вхід в канал

Конфузор

#### **Ділянка VI**

Конфузор

Секційне коліно 90 °

**Ділянка VII**

Трійник злиття потоків

**Ділянка VIII**

Секційне коліно 90 °

Трійник злиття потоків

**Ділянка IX**

Поворот (секційне коліно 90 °)

**Ділянка X**

Вхід в канал

Конфузор

**Ділянка XI**

Конфузор

Секційне коліно 90 °

**Ділянка XII**

Трійник злиття потоків

**Ділянка XIII****Злиття потоків**

Секційне коліно 90

**Ділянка XIV**

Секційне коліно

Конфузор

Результати аеродинамічного розрахунку газовідвідного тракту, з урахуванням гідравлічних опорів газоочисних апаратів наведено в табл. 3.2).

**Вибір димотяга.** Димосос вибираємо на основі аеродинамічного розрахунку газовідвідного тракту. Продуктивність Димососу  $Q_d$  приймаємо з запасом 10% [6,17] незалежно від температури газів, але з поправкою на барометричний тиск  $p_{бар} = 100$  кПа:

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

На останній розрахунковій ділянці, де встановлюємо димотяг,

$$Q_p = 56.33 \text{ м}^3/\text{с} = 202788 \text{ м}^3/\text{год. за робочих умов.}$$

Тоді

$$Q_d = 1,1 \times 202788 \times \frac{101,3}{100} = 225966,68 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Тиск, що створюється димотягом (розрідження), приведене до умов каталогу, по якому вибирається димотяг  $\Delta p_{кат}$ , приймається рівним [17]:

$$\Delta p_{кат} = \beta_2 \times \Delta p_{заг} \times K_p = 1,2 \times 13069,03 \times 0,68 = 10664,548 \text{ Па}$$

де  $\beta_2$  – коефіцієнт запасу тиску. Приймаємо коефіцієнт запасу тиску  $\beta_2 = 1,2$  [17];

$\Delta p_p$  – сумарний опір газовідвідного тракту, отриманий в результаті аеродинамічного розрахунку  $\Delta p_{заг} = 13069,03 \text{ Па}$ .

$K_p$  – коефіцієнт перерахунку.

Коефіцієнт  $K_p$  визначається по формулі [17]:

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

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

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

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

$p_{бар}$  – атмосферний тиск, кПа;

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

Середня температура газу на розрахунковій ділянці  $\bar{t}_z = 41,19 \text{ }^\circ\text{C}$ .

$$\text{Тоді: } K = \frac{(273+41,19) \cdot 101,3 \cdot 0,948}{(273+70) \cdot 100 \cdot 1,293} = 0,68$$

За результатами аеродинамічного розрахунку обираємо вентилятор марки ВМ-180/1100-1. Відповідно до робочої характеристики, яка наведена в

каталозі [30] та на рис.3.2, напір який він буде підтримувати становить  $H=13000$  Па

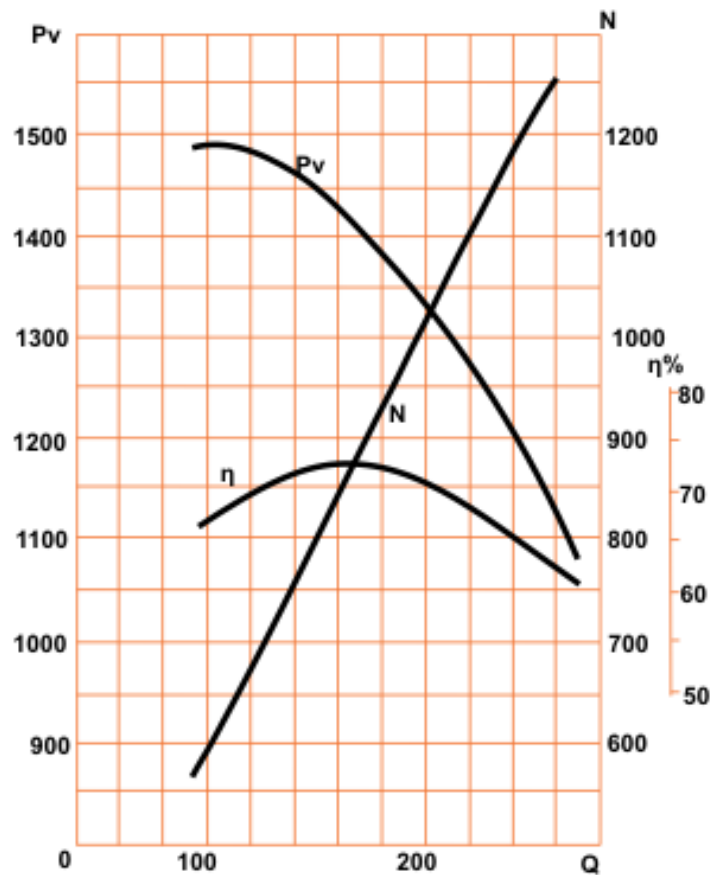


Рисунок 3.2 - Робоча характеристика вентилятора ВМ-180/1100-1 при 70°C [30]

Потужність димососу визначаємо по формулі, кВт:

$$N = \rho \frac{Q_{кат} \times p_{кат}}{\eta_{кат} \times K} \times 10^{-3}. \quad (3.29)$$

$$N = 0.948 \frac{28.6 \cdot 13000}{0.67 \cdot 0.68} = 773,6 \text{ кВт.}$$

Таблиця 3.2 – Результати розрахунку аеродинаміки газовідвідного тракту

Ділянка	$Q_{p.y.},$ м <sup>3</sup> /с	$\rho_{г},$ кг/м <sup>3</sup>	d, м	$\omega,$ м/с	l, м	Втрати тисю			
						$\zeta$	$\Delta P_{м},$ Па	$\Delta P_{i},$ Па	$\Sigma \Delta P_{i},$ Па
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>Котел-утилізатор</b>						300			
Ділянка I	174.6	0.337	3.3	20,4	200	1,5	105.18	127.4	232.58
Ділянка II	87,3	0.337	3,3	21,02	18.0	0,39	29.03	8.12	37.15
<b>Порожнистий скрубєр</b>						900			
Ділянка III	39,57	0,675	1,5	22,4	17.0	2,35	397.96	33.38	431.34
Ділянка IV	79.13	0,675	2,1	22,8	36.0	0,39	68.42	84.21	152.63
<b>Блок труб Вентурі</b>						3396,26			
Ділянка V	14,3	0,929	0,8	27,46	4,7	0,6	210.15	41.16	251.31
<b>Краплевловлювач</b>						178,74			
Ділянка VI	14,3	0,929	0,8	27,46	9,0	0,45	157.62	78.80	236.42
Ділянка VII	14,3	0,929	1,2	20,9	4,5	1,2	243.48	15.21	258.69
Ділянка VIII	28,3	0,929	1,2	25.03	12,0	1,5	436.51	58.20	494.71
Ділянка IX	57,2	0,929	1,7	25,21	50.0	0,39	115.13	173.65	288.78
<b>Блок труб Вентурі</b>						<b>4250</b>			

Продовження табл. 3.2

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>Ділянка X</b>	14,075	0,948	0,8	27,3	4.7	0.6	211.96	41.51	253.47
<b>Краплевловлювач</b>									175, 23
<b>Ділянка XI</b>	14,075	0,948	0,8	27,3	9.0	0.45	158.97	79.49	238.46
<b>Ділянка XII</b>	14,075	0,948	1,2	20,9	4.5	1.2	243.48	15.21	258.69
<b>Ділянка XIII</b>	28,150	0,948	1,2	25.03	12.0	1.5	436.51	58.20	494.71
<b>Ділянка XIV</b>	56,3	0.948	1.6	28.01	18.0	0.42	156.19	83.67	239.86
									13069.03



На рис. 3.3 наведено розріз системи газоочищення з урахуванням вищенаведених розрахунків.

Тоді з урахуванням

### 3.2 Вибір та розрахунок апаратів по утилізації шламу

#### Характеристика стічних вод

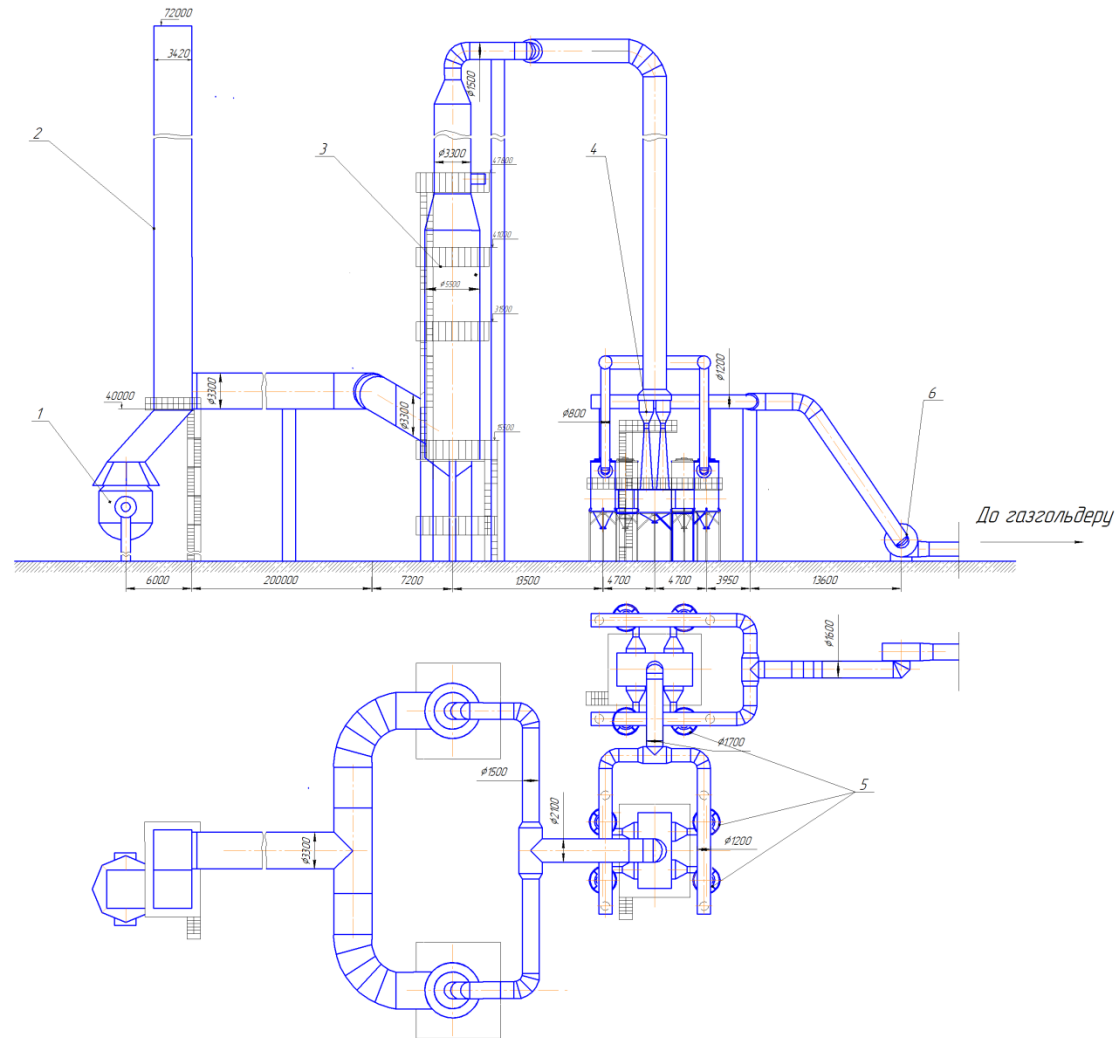
Стічні води від очищення конверторного газу забруднені зваженими твердими частками й розчинними хімічними речовинами.

Состав і кількість забруднень залежать від схеми відводу й очищення газів, що відходять, і технологічного процесу (вилавка сталі або напівпродукту) зі зміною складу стічних вод по ходу плавки.

Граничні показники кількості і якості стічних вод конверторів наведені нижче [18,19,20]:

Витрата води на очистку 1000 м <sup>3</sup> газу, м <sup>3</sup>	1—2,2
Середня витрата стічних вод, м <sup>3</sup> /год	240—800
Вміст завислих речовин, мг/л:	
до газоочищення	145—600
після газоочищення	2800—20000
Лужністьсть, мг-екв/л:	
до газоочищення	1—5
після газоочищення	3—41.
Жорсткість загальна, мг-екв/л:	
до газоочищення	4,3—20,6
після газоочищення	19—48
Значення рН:	
до газоочищення	7,5—10,6
після газоочищення	7,6—12

Стічні води конверторного газоочищення крім високого вмісту зважених речовин характеризуються підвищеним солевмістом. Збільшення



1 – кисневий конвертер; 2 – котел-утилізатор; 3 – порожнистий скруббер; 3 – блок труб Вентурі; 4 – краплевловлювач; 5 – ДИМОТЯГ

Рисунок 3.3 – Система газоочищення конвертерного газу з утилізацією пилу, тепла та хімічної енергії газу

концентрації розчинних солей у воді відбувається за рахунок сильного нагрівання й випару при проходженні її через газоочисні апарати, а також за рахунок розчинення хімічних речовин, якіщо перебувають у відхідних газах. Загальний зміст солі в оборотній воді перебуває в межах 1450 - 2600 мг/л при концентрації у вихідній воді до 250 мг/л.

Осад від стічних вод конверторного газоочищення характеризується наступним хімічним складом: до 90—95%  $Fe_2O_3$ ; 1—2%  $FeO$ ; 2—4%  $SiO_2$ ; 1—0,5%  $Al_2O_3$ ; 0,1—0,5%  $CaO$ ; 0,05—0,1%  $P$ ; 0,02—0,04%  $S$ ; 1—2%  $Mn$ . Цей осад після зневоднювання направляють на аглофабрику й використовують у шихті агломерату. Щільність його 3,5—4,5 т/м<sup>3</sup>. Гранулометричний склад (крупність фракцій) осаду зі стічних вод конверторного газоочищення коливається в межах, наведених нижче значень [18,19,20]:

Крупність фракції

осаду, мм	до 0,01	0,01-0,1	0,1-0,25	0,25-0,5	0,5-2	Більш 2
Вміст, %	10—20	35—50	8—51	8—15	2—5	8—25

До споживачів чистої води киснево-конвертерного цеху вода подається з напором 0,45—0,55 МПа, на охолодження фурм потрібно подавати воду з напором (у місці підведення до фурми) до 1,2 МПа. На газоочистні пристрої вода подається з напором 0,4—0,6 МПа, залежно від їх конструкції. Для очищення 1000 нм<sup>3</sup> газів, що відходять, мокрим способом потрібно для конвертерів з допалюванням і утилізацією тепла газів, 1-3 м<sup>3</sup> води, без утилізації тепла — до 8 м<sup>3</sup> води, а для конвертерів без допалювання - до-10 - 13 м<sup>3</sup> води [18,19,20].

**Характеристика способів і споруджень, які застосовуються для очищення стічних вод газоочищень киснево-конвертерних цехів.** Система водопостачання газоочищень конвертерів ухвалюється оборотна. Передбачається попереднє вловлювання зважених часток крупністю більш 500 мкм, отдувка, за потреби, вільного оксиду вуглецю, освітлення в

радіальних відстійниках або флокуляторах і наступне охолодження на градирнях.

Отдувку вільного оксиду вуглецю потрібно проводити для того, щоб поблизу освітлювачів приземна його концентрація не перевищувала рівня, небезпечного для обслуговуючого персоналу. Питоме гідравлічне навантаження на радіальні відстійники приймається рівним 1, а для флокуляторів  $3 - 3,5 \text{ м}^3 / (\text{ год} \cdot \text{ м}^3)$  [18,19,20].

Інтенсифікація процесу освітлення досягається застосуванням високомолекулярних коагулянтів. При коагуляції поліакриламідом з дозою 1 мг/л (по активній речовині) навантаження на радіальні відстійники збільшується до 3, а на флокулятори до  $7 \text{ м}^3 / (\text{ год} \cdot \text{ м}^2)$ . При цьому прояснена вода буде містити залишкову кількість зважених речовин не більш 300 мг/л. Оскільки вода в газоочищенні нагрівається на 15—20°C, перед поверненням її прохолоджують на градирнях бризкального типу.

Нижче наведені найбільш застосовувані схеми систем оборотного водопостачання.

На схемі оборотного водопостачання (рис. 3.5) стічні води від газоочищення (ГО) надходять у розподільну камеру 1, куди також подається свіжа вода (СВ), реагенти (Р) і шламова пульпа (ШЛ) з контактних резервуарів 2, що подається шламовими насосами 4 [18,19,20].

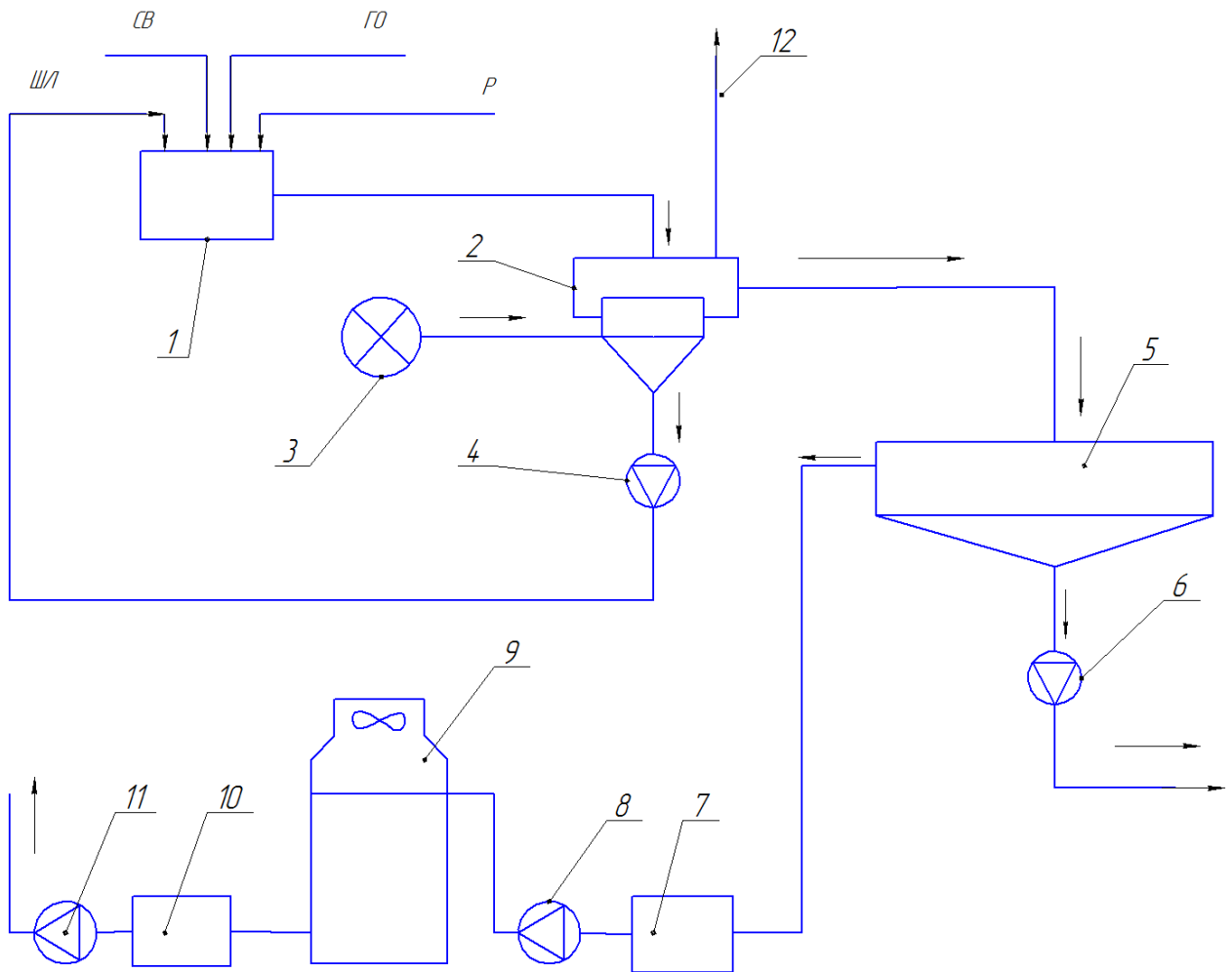


Рисунок 3.5 - Схема оборотного водопостачання киснево-конверторного цеха

З розподільної камери усереднений потік надходить у два контактні резервуари 2, що представляють собою дегазаційні камери, діаметром 6 м. Вони оснащені водозливами каскадного типу, і в них через систему перфорованих труб повітродувкою 3 нагнітається повітря, що сприяє максимальному видаленню з води вільного СО. Кількість повітря, що нагнітається, приймається з розрахунку 20 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> газу. Газо-повітряна суміш відсмоктується вентиляторами й викидається в атмосферу через димар 12. Після дегазації стічні води надходять на радіальні відстійники 5 діаметром 30 м із вбудованою камерою флокуляції. Уловлений у відстійниках шлам відкачується шламовими насосами 6 на корпус зневоднювання для підготовки до утилізації на аглофабриці.

Освітлена вода з відстійників стікає в прийомну камеру 7 і подається

насосами 8 на вентиляторні градирні 9. Охолоджена вода збирається в резервуарі 10 і циркуляційними насосами 11 направляється на газоочищення. Витрата води на одне газоочищення становить 2000 м<sup>3</sup>/год.

На схемі оборотного водопостачання газоочищення (рис. 3.6) стічні води від газоочисних установок самопливом надходять у прийомну камеру 1, куди також підводять пару. Далі вони направляються в камеру 2 для дегазації й відділення великих часток суспензії, у яку подають також поліакриламід [18-20].

З камери 2 попередньо очищені стічні води надходять у гідроциклони-флокулятори 3 і багатоярусний флокулятор 4. Освітлена вода із флокуляторів під надлишковим напором надходить на градирню 5. Охолоджена вода збирається в прийомній камері 6 і насосами 8 повертається в газоочисні установки. Шлами, які містять великі частки, уловлені в камері 2, направляють у двосекційний горизонтальний відстійник 7, з якого осад періодично віддаляється грейфером у бункер для зневоднювання й потім відвозиться автотранспортом на утилізацію.

Шлам із флотаторів насосами 9 перекачується в радіальні згущувачі 10 діаметром 18 м, потім насосами 11 у змішувачі 12 пульпи та у фільтр-преси 13 ФПАКМ-25.

Усі флокулятори діаметром 12 м і висотою відстійної зони 10м, конструкція їх розроблена НПО "Енергосталь". При питомому гідравлічному навантаженні 6 м<sup>3</sup>/( год·м<sup>2</sup>) і при концентрації суспензії у вихідній воді оборотного циклу 20000 - 30000 мг/л, вміст зважених речовин у освітленій воді на виході із флокуляторів без застосування коагуляції не перевищує 300 мг/л, а із застосуванням коагуляції поліакриламідом у середньому 60—80 мг/л. Продуктивність оборотного циклу водопостачання установок очищення конвертерного газу дорівнює 4000 м<sup>3</sup>/Год [18-20].

Найпоширеніша схема системи оборотного водопостачання, яка застосовується в закордонній практиці, наведена на рис 3.7 [18-20].

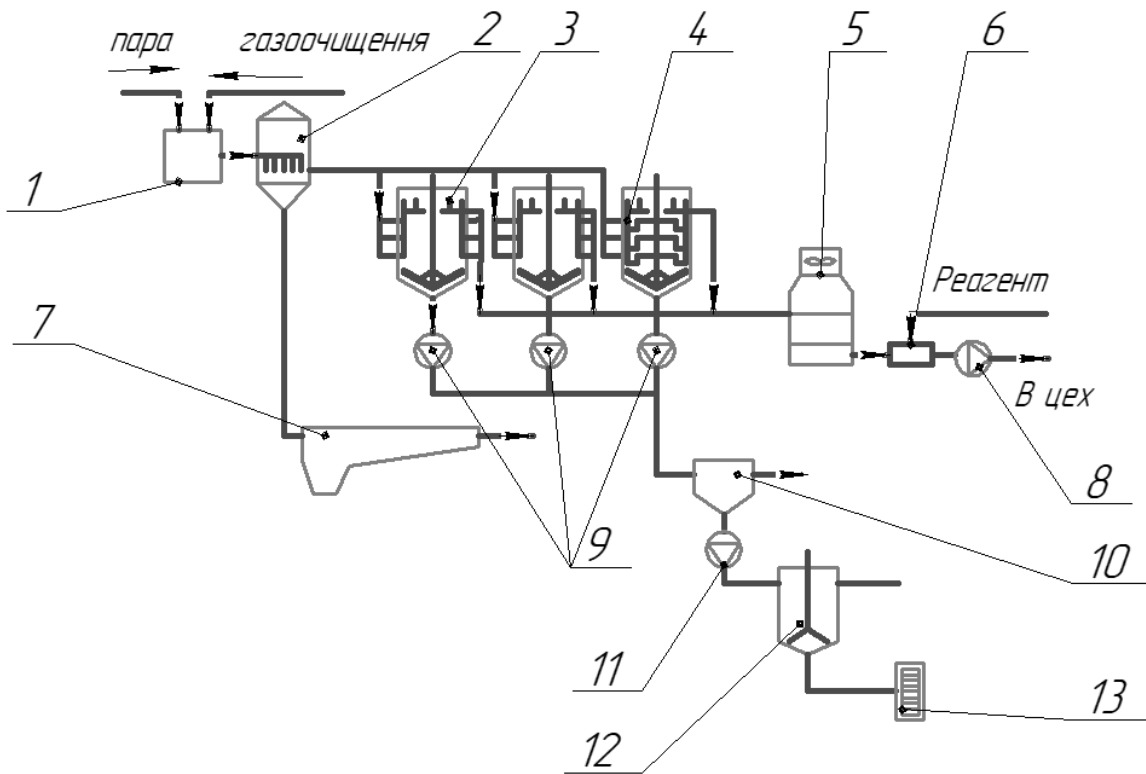


Рисунок 3.6 - Схема оборотного водопостачання газоочищень киснево-конвертерного цеха металургійного комбіната "Азовсталь"

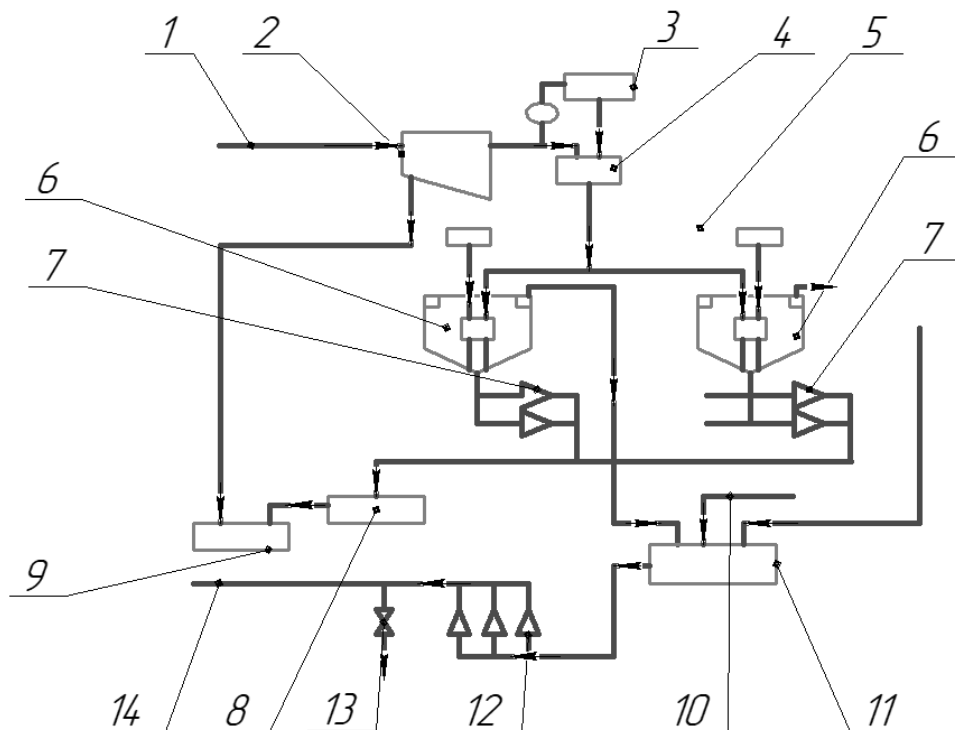


Рисунок 3.7 - Схема системи оборотного водопостачання  
газоочищення кисневого конвертера

забруднена вода 7 подається в первинний відстійник 2, де відділяються

найбільш великі частки. Далі стічні води надходять у розподільну камеру 4, у яку також надходить кислота 3 для нейтралізації. З камери 4 вода надходить у радіальні відстійники 6, у них подаються реагенти 5 для коагуляції й стабілізації. Освітлена вода стікає в прийомний резервуар 11, сюди підводиться і свіжа вода 10. З резервуара 11 вода насосами 12 подається в колектор 14 скрубера й через клапан 13 контролю продувки в каналізацію 15.

Шлам з радіальних відстійників 6 відкачується насосами 7 на вакуум-фільтр 8, після якого збездонений шлам направляється в бункер 9. У нього також надходить шлам і з первинного відстійника 2. Оскільки в радіальних відстійниках вловлюється велика кількість твердих часток, скребкові рами відстійників оснащують пристроєм, що автоматично відключають привод рам і піднімаючим усю скребкову раму при досягненні заданого гранично крутного моменту. Цим самим запобігається вихід з ладу скребкового механізму.

Вапно, застосоване в киснево-конвертерному процесі для його інтенсифікації, попадає в лоток відхідних газів, і розчиняється у воді. Кількість розчинного вапна залежить від його якості й способу подачі. У зв'язку із цим збільшується гідратна лужність оборотної води. Насичена вапном оборотна вода при повторному використанні реагує з вуглекислою відхідних газів у газоочисних апаратах, у результаті цього в системі подачі води до сопел камери упорскування та скрубера утворюються дуже тверді відкладання карбонату кальцію з невеликим вмістом оксиду заліза води, що обмежують подачу, з необхідною для належного очищення газу витратою. Боротьба із цим явищем за рахунок впровадження заходів щодо зменшення виносу часток вапна відхідними газами за рахунок відсівання дріб'язки вапна перед подачею її в конвертер, а також застосування підкислення або карбонізації, виявилася малоефективною.

Більш ефективним для подібних систем оборотного водопостачання є метод обмеження розчинення вапна, яке потрапляє у воду, й зниження



гідратної лужності стічних вод. НПО «Енергосталь» запропоновано два типи реагентів для здійснення цього методу — силікатний реагент (рідке скло) і фосформіський реагент (триполифосфат натрію).

Відповідно до проведених досліджень при обробці води силікатним реагентом дозою 50 мг/л гідратна лужність оборотної води знижується з 24—25 до 0-0,4 мг-екв./л, а інтенсивність відкладань карбонату кальцію знижується на 99 % [18-20].

### **Ущільнення осаду**

При будь-якому прийнятому способі обробки опадів останні зазнають ущільнення з метою зменшення їх вологовмісту. Чим більше при ущільненні зменшиться вологість осаду, тим істотніше знизяться витрати на наступні стадії обробки — механічне зневоднювання, зброджування, термічне сушіння й спалювання.

Розрізняють наступні способи ущільнення (згущення) опадів: гравітаційне, флотація, центрифугування, фільтрування. Іноді застосовується комбінація цих способів. Ефективність і економічність застосування того або іншого методу ущільнення осаду залежить від його складу й властивостей, форм зв'язку води та прийнятих способів наступної обробки й використання осаду [18-20].

*Гравітаційне ущільнення* застосовується для надлишкового активного мулу й зброджуваного осаду і відрізняється від інших способів ущільнення простотою й економічністю. Тривалість ущільнення залежить від властивостей осаду й ухвалюється рівної 4—24 год. Ущільнені осади мають вологість 85—97 % [18-20].

Для ущільнення надлишкового активного мулу застосовуються голкоущільнювачі вертикального й радіального типу. Останні можуть бути обладнані мулососами або мулоскрьобами. Дослідження показали, що в мулоущільнювачах, які обладнані мулоскрьобами, ущільнення відбувається краще. Це пояснюється перемішуванням активного мулу в процесі ущільнення й меншою висотою радіальних мулоущільнювачів у порівнянні

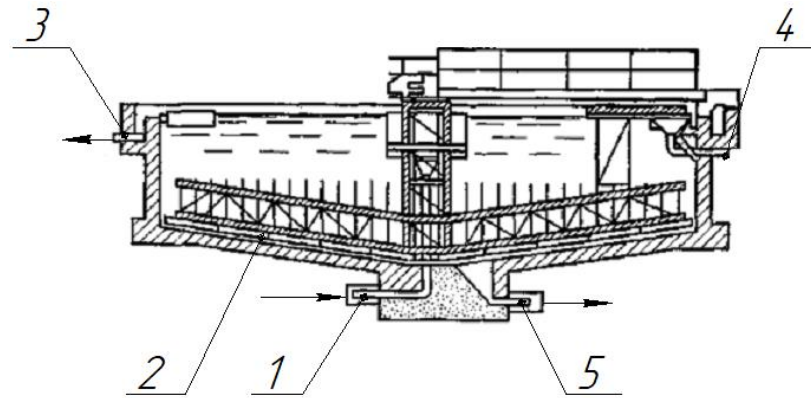
з вертикальними. Перемішування сприяє кращому пластівцеутворюванню й осадженню мулу.

Гравітаційне ущільнення недостатнє ефективно: спостерігається високий вміст зважених речовин у відокремлюваній воді; вологість ущільненого осаду висока, що здорожчує наступну його обробку; при тривалому ущільненні потрібні більші обсяги мулоущільнювачів.

З метою зниження тривалості ущільнення, одержання осаду з меншою вологістю й зменшення виносу зважених речовин з мулоущільнювача застосовуються різні методи: коагуляція, перемішування в процесі ущільнення, спільне ущільнення різних видів осаду, термогравітаційний .

У якості коагулянтів застосовують різні мінеральні й органічні сполуки. І. С. Туровский запропонував вводити хлорне залізо в оброблюваний осад на стадії ущільнення, а потім перед механічним зневоднюванням. При цьому ущільнення істотно інтенсифікується. Фільтрат, що утворюється при вакуум-фільтрації, можна направляти в мулоущільнювач, що поліпшує ущільнення й зменшує винос зважених речовин. Для поліпшення ущільнення деякого виду осаду виробничих стічних вод, які містять погано осідаючі мілкодисперсні частки, до осаду додають активний мул. За кордоном застосовується спільне ущільнення сирого осаду з первинних відстійників і активного мулу. Через 7—8 год ущільнення вологість ущільненої суміші становить 92 % [18-20].

Перемішування за допомогою стрижневих мішалок або вертикальних ґрат, що зміцнюються на мулоскрьобі (рис. 3.8), сприяє укрупненню часток осаду й швидкому їхньому осадженню. Після 6 год ущільнення вологість активного мулу зменшується з 97,5 до 93,6 %. А. А. Бондаревим встановлене, що при безперервному перемішуванні активного мулу, який утворюється в спорудженнях Щекінського хімічного комбінату, швидкість ущільнення в мулоущільнювачах збільшується в 4—15 рази [18-20].



- 1 - трубопровід для подачі мулу; 2 - мулоскроб зі стрижневою мішалкою;  
 3 - труба для відводу освітленої води; 4 - те ж для речовин, які плавають;  
 5 - те ж, для ущільненого осаду

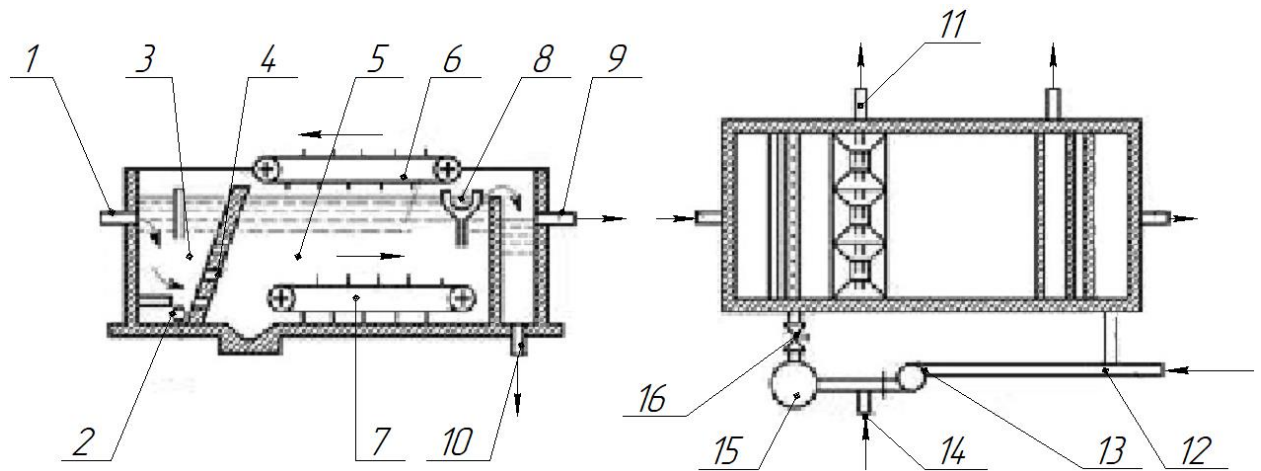
Рисунок 3.8 – Гравітаційний ущільнювач зі стрижневою мішалкою

*Флотація* широко застосовується в практиці ущільнення різних суспензій. Перевага цього методу полягає в тому, що в порівнянні із гравітаційним ущільненням осаду тривалість його менше, ущільнення більш глибоке, і, головне, його можна регулювати шляхом оперативної зміни параметрів.

Звичайно застосовують імPELLерну, електро- і напірну флотацію. Остання одержала найбільше поширення.

При напірній флотації застосовують безпосереднє насичення суспензії, що ущільнюється, повітрям або ж використовують робочу рідину. Повітря подається під тиском 0,4 МПа. Коли у флотаційному резервуарі знімається тиск пухирці повітря, що виділяються, флотують тверді частки осаду й захоплюють їх на поверхню. Флотаційна піна безупинно або періодично віддаляється. При флотаційному способі швидкість ущільнення осаду в 10—15 раз більше, чим при гравітаційному способі [18-20].

У закордонній практиці широко застосовують флотатори прямокутного типу (рис. 3.9).



1,2 - трубопроводи для подавання осаду та стічної води; 3 - зона змішування; 4 - щілинний випуск; 5 - камера флотації; 6 і 7 - скребкові транспортери; 8 - збірний лоток; 9 - труба для відводу освітленої води; 10 - те ж, рециркуляційної води; 11 - те ж осаду, що випав; 12 - трубопровід для підживлення технічною водою; 13 - відцентровий насос; 14 - трубопровід для подачі стисненого повітря; 15 - напірний резервуар; 16 - регулятор тиску

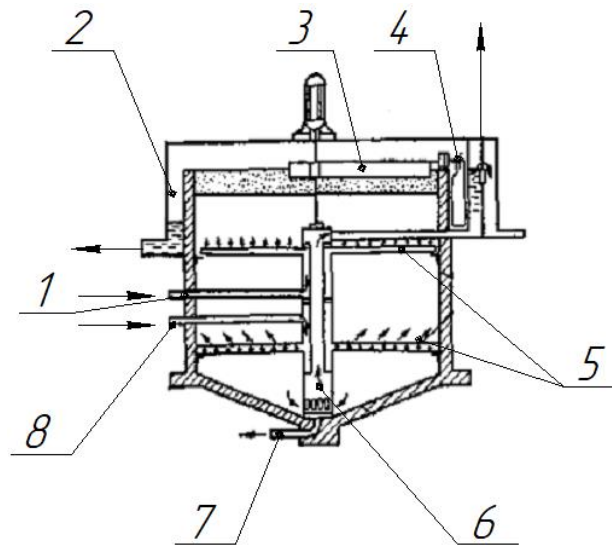
Рисунок 3.9 - Прямокутний флотаційний мулоущільнювач

Осад, що подається, змішується з насиченої повітрям робочою водою в зоні змішування, потім суміш через щілинний випуск надходить у камеру флотації. Флотошлам віддаляється скребковим транспортером 6 у лоток, а осад, що випав у флотаторові, згрібається транспортером 7 і віддаляється. Мулова вода виводиться через водозлив. Частина води (робоча рідина) циркулює в системі.

За кордоном застосовують також флотаційні ущільнювачі періодичної дії. Активний мул змішується з водою й насичується повітрям, а потім надходить по трубі в резервуар. Зфлотований мул шкребком віддаляється в бункер і далі шнековим транспортером подається на подальшу обробку. Мулова вода із флотатора переливається через водозлив. Осад, що випав у флотаторові, віддаляється гвинтовим конвеєром. Ущільнений мул має вологість 92 % [18-20].

Знаходять застосування також флотаційні мулоущільнювачі радіального типу. Конструкція такого ущільнювача, розроблена Українським інститутом

інженерів водного господарства (УПВХ), показана на рис. 3.10.



1 - трубопровід для подавання мулу; 2 - лоток для збирання ущільненого мулу; 3 та 4 - скребки; 5 - розподільна система; 6 - центральна труба; 7 - трубопровід для опорожнення; 8 - трубопровід для подачі робочої рідини

Рисунок 3.10 - Флотаційний ущільнювач конструкції УПВХ

Через водоповітряний ежектор відбувається насичення робочої рідини повітрям в усмоктувальній лінії насоса. У напірній лінії й у напірному резервуарі повітря розчиняється. У флотатор подаються мул і робоча рідина через розподільну систему. Підмулова рідина через отвори продається в центральну трубу. Видалення флотошламу проводиться шкребком 3, виконаним у вигляді спіралі Архімеда. Кільцевий мулозбиральний лоток обладнаний самостійним шкребком 4.

Рекомендуються наступні параметри роботи флотаційного ущільнювача радіального типу: тиск при насиченні рідини повітрям 0,2—0,4 МПа; кількість повітря, що подається на 1 м<sup>3</sup> рідині, 0,05—0,06 м<sup>3</sup>; відношення об'єму робочої рідини до обсягу мулу, що ущільнюється, 2:1—3:1; тривалість перебування суміші робочої рідини активного мулу, що ущільнюється у флотаційному ущільнювачі 0,7-1 год; швидкість витікання робочої рідини й активного мулу з дірчастих отворів розподільних труб відповідно 1,8—2,3 і 0,7—1 м/с; вологість ущільненого мулу 94,5—95%; концентрація зважених речовин у

підмуловій воді 20—30 г/м<sup>3</sup> [18-20].

Центрифугування дозволяє розділити суспензії в компактних і високопродуктивних апаратах — гідроциклонах, центрифугах і сепараторах. Слід відмітити, що швидкість поділу суспензій у гідроциклонах в 10-20 раз, а в центрифугах і сепараторах більш ніж в 1000 раз більше, чим при гравітаційному ущільненні.

Для згущення шламів заводів чорної металургії застосовують напірні гідроциклони з наступним зневоднюванням на стрічкових фільтрах. Зливальна вода має високу концентрацію зважених речовин дрібних фракцій, а тому її обробляють поліакриламідом і відстоюють. Можна застосовувати також напірний гідроциклон у комбінації зі стрічковим вакуум-фільтром. Осад, згущений у гідроциклоні, подається на вакуум-фільтр і утворює на його поверхні пористий шар. Потім на цей шар подають зливальну воду, що містить дрібні фракції. При такому режимі роботи фільтрат містить мало зважених речовин і відсутня необхідність у спеціальному очищенні зливної води.

Напірні гідроциклони застосовують для класифікації шламів і згущення осаду. У цих апаратах відбувається ефективна класифікація часток. За рахунок виносу дрібних і легких фракцій здійснюється збагачення шламу залізом. Шлам стає грубодисперсним, у зв'язку із чим полегшує наступне його зневоднювання.

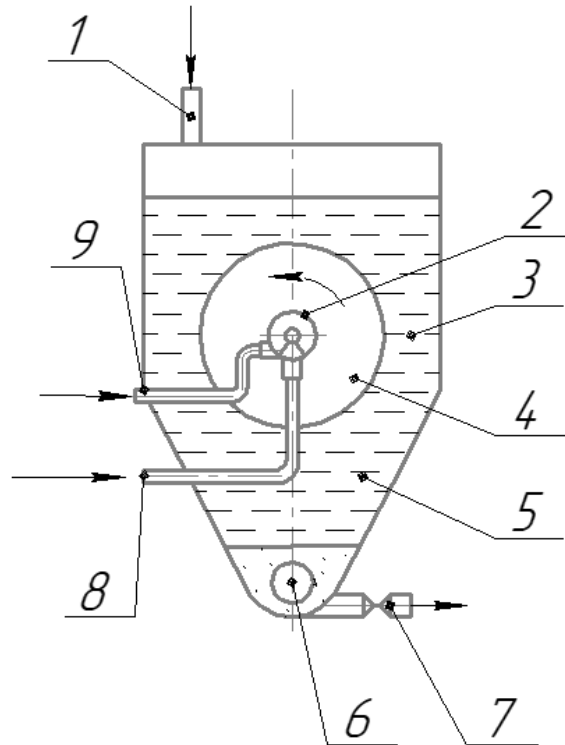
Фугат від гідроциклонів повинен ущільнюватися в гравітаційних згущувачах із застосуванням коагуляції й зневоднювання на барабанних вакуум-фільтрах.

Для згущення активного мулу й сирого осаду знаходять застосування рідинні сепаратори з тарілчастими вставками.

*Фільтрування* найчастіше використовується як метод механічного зневоднювання осаду, а для їхнього згущення застосовується вкрай рідко.

Конструкція барабанного фільтра-згущувача показана на рис. 3.10. У резервуарі перебуває обертовий барабан, обтягнутий фільтрувальною тканиною з розподільним пристроєм. Подаваний по трубі зворотний

фільтрат створює поштовх, під дією якого осад відділяється від фільтрувальної тканини та відводиться по трубі [18-20].



1 - трубопровід для подачі суспензії; 2 - розподільний пристрій; 3 - резервуар для суспензії; 4 - обертовий барабан; 5 - звужена частина резервуара; 6 - мішалка; 7 - труба для відводу згущеної суспензії; 8 - трубопровід для подачі зворотного фільтрату; 9 - труба для відводу фільтрату

Рисунок 3.10 - Барабанний фільтр - згущувач

#### Розрахунок згущувача

Виконаємо розрахунок згущувачів при гравітаційному згущенні осаду (схема рис.3.7). При гравітаційному ущільненні (згущенні) процес іде в ущільнювачах, що представляють собою радіальний відстійник із пристроєм, що перемішує. Осад на згущення надходить після його вловлювання у флокуляторі [18-20]. Тоді можна визначити по витраті стічних вод, які поступають на очищення, обсяг і масу вловленого осаду у флокуляторі, а також обсяг і масу осаду після його гравітаційного згущення.

Обсяг осаду, вловленого у флокуляторі, знайдемо по формулі, м<sup>3</sup>/год [21]:

$$V'_{oc} = \frac{100 \cdot G_{cyx} \cdot 1.2}{(100 - W'_{oc}) \cdot \rho'_{oc}},$$

де  $W'_{oc}$  - вологість осаду, %; від флокулятора вологість осаду становить 95-98%. Приймаємо  $W'_{oc} = 96\%$  [18-20];

$\rho'_{oc}$  - щільність осаду, т/м<sup>3</sup>; приймаємо щільність осаду рівною щільності води, т.е.  $\rho'_{oc} = \rho_{в} = 1000 \text{ кг/м}^3 = 1 \text{ т/м}^3$ ;

$G_{cyx}$  - маса вловленого осаду, т/год [21]:

$$G_{cyx} = \frac{C_H \cdot \mathcal{E} \cdot Q}{10^6}$$

де  $\mathcal{E} = \frac{C_H - C_K}{C_H} = \frac{2100 - 80}{2100} = 0,962$  - ефект освітлення;

$C_H$  - початкова концентрація завислих речовин, мг/л;

$C_K$  - кінцева концентрація завислих речовин, мг/л;  $C_K = 80$  мг/л [18-20];

$Q$  – витрата стічної води, м<sup>3</sup>/год.

Оскільки для очистки конвертерних газів запроєктовано дві ступені очищення з використанням скрубєрів Вентурі на кожній, тоді витрата стічних вод становить  $Q = 0,002 (83,44 + 27) = 795,17 \text{ м}^3/\text{год}$

Тоді

$$G_{cyx} = \frac{2100 \cdot 0,962 \cdot 795,17}{10^6} = 1,62 \text{ т/год}$$

Обсяг осаду, вловленого у флокуляторі:

$$V'_{oc} = \frac{100 \cdot 1,62 \cdot 1,2}{(100 - 96) \cdot 1} = 48,6 \text{ м}^3/\text{год}$$

Щільність осаду, який потрапляє від згущувача, т/м<sup>3</sup>:

$$\rho''_{oc} = \frac{\rho'_{oc} \cdot W''_{oc} + \rho_{взв} (100 - W''_{oc})}{100},$$

де  $W''_{oc}$  - вологість осаду в згущувачі, %,  $W''_{oc} = 85\%$  [18-20];

$\rho_{взв}$  - щільність завислих речовин, т/м<sup>3</sup>.



$$\rho''_{oc} = \frac{1 \cdot 85 + 4,2(100 - 85)}{100} = 1,48 \text{ т/м}^3$$

Тоді об'єм осаду від згущувача, м<sup>3</sup>/год:

$$V''_{oc} = \frac{100 \cdot 1,62 \cdot 1,2}{(100 - 85) \cdot 1,48} = 8,77$$

Визначаємо необхідну площу згущувача, м<sup>2</sup> [21]:

$$S_{зг} = G_{сгх} \cdot S_{y\partial},$$

де  $G_{сгх}$  - маса вловленого осада, т/год;

$S_{y\partial}$  - удельная площадь сгущения, м<sup>2</sup>·год/т .

$$S_{y\partial} = \frac{(R_u - R_k)}{U_o \cdot \Delta},$$

де  $U_o$  - гідравлічна крупність вловлених часток, мм/с;

$\Delta$  - щільність рідкої складової, т.е. води;  $\Delta = 1000 \text{ кг/м}^3 = 1 \text{ т/м}^3$

$R_u$ —відношення рідкої частини до твердої в початковому осаді;

$R_k$ —відношення рідкої частини до твердої в осаді після

згущувача;

Гідравлічну крупність вловлених часток визначають з формули гідравлічного навантаження на флокулятор:

$$q = 3,6 \cdot k \cdot U_o,$$

Тоді

$$U_o = \frac{q}{3,6 \cdot k},$$

де  $q$  – питома гідравлічне навантаження на флокулятор, м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>год).

Приймаємо питома гідравлічне навантаження на один флокулятор 6м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>год) [21];

$k$  – коефіцієнт пропорційності;  $k = 0,45$  [21].

Тоді

$$U_o = \frac{6}{3,6 \cdot 0,45} = 3,7 \text{ мм/с}$$

Звідси

$$R_u = \mu_u : T_u = 96 : 4 = 24;$$

$$R_k = \mu_k : T_k = 85 : 15 = 5,67,$$

Тоді

$$S_{y\delta} = \frac{(24 - 5,67) \cdot 1000}{3,7 \cdot 1 \cdot 3600} = 1,4 \text{ м}^3 \text{ год/т}$$

Необхідна площа згущувача становить:

$$S_{зг} = 1,62 \cdot 1,4 = 2,27$$

Оскільки в конверторному цеху розташовано 4 конвертера, тоді враховуємо, що шлам з систем газоочищень всіх конверторів буде згущуватися в одному апараті, тоді  $S_{зг} = 2,27 \cdot 5 = 11,35$

За площею згущення обираємо згущувач типу:Ц-4 [21],

Витрата зливу,  $\text{м}^3 \cdot \text{год}$ :

$$Q_{зк} = 11,35 \cdot \frac{3,7 \cdot 3600}{1000} = 151,18 \text{ м}^3/\text{год}$$

### 3.3 Забезпечення функціонування проектованого об'єкту

Для забезпечення безпечної та безперебійної роботи системи газоочищення конвертерного газу необхідно спроектувати систему контролю та автоматизації.

При роботі апаратів газоочищення необхідно контролювати наступні параметри:

- тиск газу в системі;
- витрата газу в системі;
- концентрація CO на вході і на виході з системи очищення;
- запиленість газів на вході і на виході з системи очищення.

В даному проекті розроблені наступні системи регулювання:

- витрата рідини в системі зрошення скрубєрів Вентурі
- температура газу після котла-утилізатора та порожнистого скрубєру.

Для автоматичного регулювання температури газу після котла-утилізатору та порожнистого скрубєру передбачена автоматична система регулювання температури.

Автоматична система включає:

- первинний вимірювальний перетворювач;
- вторинний вимірюючий прилад;
- регулятор;
- пускач;
- виконавчий механізм;
- регулюючий орган

В якості первинного вимірюючого преобразувача використовуємо елементами термопару ТХА – 0179 (поз.1а). Після даного приладу сигнал потрапляє на вторинний вимірюючий прилад – дифманометр Ш4500 (поз.1б). В якості регулятора прийнят прибор — БРЕ-1 (поз.1в). Пускач — ПБР – 2М (поз.1г), ([1], стр. 717)- безконтактний реверсивний пускач.

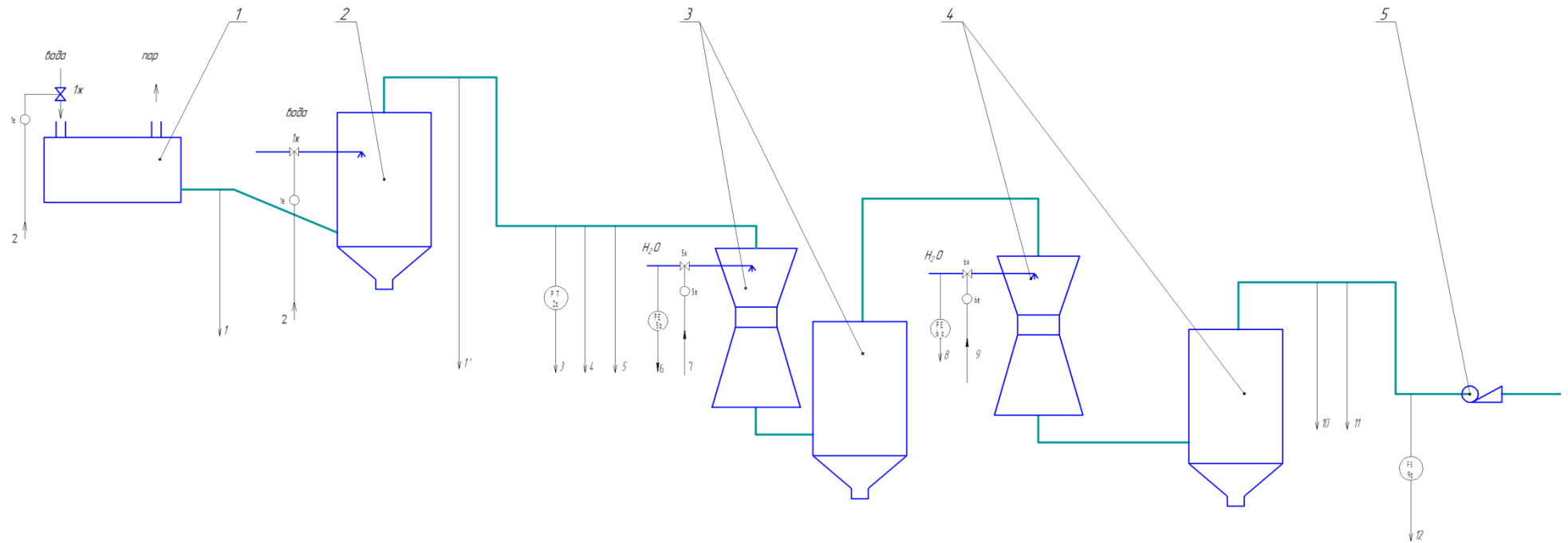
Виконуючий механізм — МЭО–16/10–0,25-82 (поз.1д) ([1], стр.718). В якості регулюючого органу використовується засувка (поз.1е).

Для контролю роботи газоочисної системи здійснюється контроль розрідження після котла-утилізатора. В якості первинного вимірювального перетворювача застосовуємо диференційний манометр типу ДСЕ-МІ (поз.2а). Вторинний вимірювальний прилад - потенціометр КСУ -1 (поз.2б). Для контролю роботи газоочисного устаткування вимірюється запиленість газів до і після апаратів очистки. В якості первинного вимірювального перетворювача використовують контактну - електричні прилади ПК-4 (поз.3, 3б, 7а, 7б). Вторинний вимірювальний прилад - КСУ-1-001 (поз.3в, 7в).

Для регулювання витрати води на скруберах Вентурі в якості первинного вимірювального перетворювача застосовуємо камерну діафрагму ДК-6 (поз. 5а, 6а), яка працює в парі з заміряючим перетворювачем – ДМЕР-М (поз. 5б, 6б). Вторинний вимірювальний прилад - потенціометр КСУ -1 (поз.5в, 6в). БРЕ-1 – регулятор (поз. 5г, 6г). Пускач (5д, 6д) приводить в дію виконавчий механізм МЕОК-1610-025-82 (поз. 5е, 6 е). Витрата води регулюється за допомогою засувки (поз. 5ж, 6ж).

Для забезпечення надійності роботи системи вимірюють концентрацію СО в кінці та в на початку газоочисної системи. Також лише при вмість СО в

газі більш 35% газ направляється у газгольдер. В іншому випадку газ подається на димову трубу, де спалюється на свічі. В якості первинного вимірювального перетворювача застосовуємо газоаналізатор типу «Паладій» (поз.4а, 4б та 9а, 9б). Вторинний вимірювальний прилад - потенціометр КСП-3 (поз.4в, 9в). Для визначенн витрати газу в системі встановлюємо прилади типу ДБб – безкамерна діафрагма та ДМЕР-М(поз.10а, 10б). Вторинним приладом виступає КСУ-1(поз.10в).



	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Прибори по місці	TE 10	NS 10	DE 45 DT 46	DE 45 DT 46	FI 57 NI 58	FI 57 NI 58	FI 57 NI 58	FI 57 NI 58	DE 59 DT 60	DE 59 DT 60	FI 101	
Прибори на щиті	TI 10	TC 10	PI 38	PI 38	PI 38	PI 38	PI 38	PI 38	PI 38	PI 38	PI 38	PI 38
Параметр	Температура	Тиск	Заповненість	Концентрація	Витрата води	Заповненість	Концентрація	Витрата	Заповненість	Концентрація	Витрата	

1 – котел-утилізатор; 2 – порожнистий скрублер; 3 - скрублер Вентурі (перша ступінь); 4 – скрублер Вентурі (друга ступінь); 5 -димотяг

Рисунок 3.12 – Функціональна схема контролю та автоматизації системи газоочищення конвертерного газу

## 4 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ТЕХНОГЕННА БЕЗПЕКА

### 4.1 Характеристика потенційних небезпечних та шкідливих виробничих факторів

Основними виробничими шкідливими та небезпечними факторами в конвертерному виробництві є: теплові випромінювання від технологічного устаткування (конвертора, установки піч-ківш, МБЛЗ) і розплавленого металу і шлаку; газовиділення, що утворюються при продуванні конвертера; пиловиділення, що утворюються при транспортуванні сипких матеріалів, продуванні конвертера, сливі чавуну з ковша в конвертер, випуску сталі і шлаку з конвертера [22-29].

Основні джерела небезпеки конвертерного виробництва наступні: рухомі частини механізмів і устаткування, переміщення вантажів, розплавлений метал і шлак, що обертаються; електроустаткування конвертерного цеху.

Процес конвертерної виплавки сталі супроводжується викидами розплавленого металу і шлаку. Крім того, процес продування супроводжується виділенням великої кількості розжарених газів і дрібнодисперсного пилу.

Джерелами тепла, що супроводжуються інфрачервоним, видимим і ультрафіолетовим випромінюваннями, є рідкий метал і шлак; гарячі кожухи конвертерів, чавуновозних і сталерозливних ковшів, шлакових чаш; гаряче футерування конвертерів і ковшів. У розливному прольоті велику кількість тепла і розжарених газів виділяє розплавлений метал, що розливається у МБЛЗ. Інтенсивність теплоопромінення на цих ділянках вагається в значних межах – від 300 до 9000 Вт/м<sup>2</sup>, що значно перевищує норму ДСН 3.3.6.042-99. Особливо великому тепловому опроміненню піддаються конверторники при взятті проби, вимірі температури, огляді і ремонті горловини конвертера [22-29]. У табл. 4.1 представлена оцінка чинників виробничого і трудового процесу для сталевара конверторів.

При продуванні конвертерів, при сушці відремонтованих конвертерів і

сталерозливних ковшів в повітря виробничих приміщень потрапляють токсичні гази, концентрація яких у ряді випадків перевищує санітарні норми.

Таблиця 4.1 - Оцінка факторів виробничого процесу

Професія: сталевар

Цех: конвертерний

№	Фактори виробничого середовища та трудового процесу	Нормативне значення (ГДК, ГДУ)	Фактичне значення	III клас Шкідливі і небезпечні умови і характер праці			Тривалість дії фактора за зміну, %
				I ст.	II ст.	III ст.	
1	Шкідливі хімічні речовини, мг/м <sup>3</sup>					-	100
	1 клас: хром	0,01	0,036	-	3,6р	-	
	нікель	0,05	0,125	-	2,5р	-	
	марганець	0,05	0,2	-	4р	-	
	бенз(а)пирен	0,00015	0,00026	1,7р	-	-	
	2 клас: мідь	1,0	1,15	1,15р	-	-	
	3-4 клас: CO	20,0	80	4р	-	-	
	SO <sub>2</sub>	10,0	37,5	3,75р	-	-	
NO	5,0	29,5		5,9р	-		
2	Пил переважно фіброгенної дії, мг/м <sup>3</sup>	4,0	143	-	-	35,8р	100
3	Вібрація (обща и локальная), дБ	-	-	-	-	-	
4	Шум, дБА	80	89	-	9	-	80
5	Інфразвук, дБ	-	-	-	-	-	
6	Ультразвук, дБ	-	-	-	-	-	
7	Мікроклімат в приміщення: температура повітря, °C						100
	теплий період	16...27	39	-	-	12	
	холодний період	15...21	14	1	-	-	
	Швидкість руху повітря, м/с						
	теплий період	<0,5	0,8	1,6р	-	-	
холодний період	<0,4	0,8	2р	-	-		
Відносна вологість виробництва	теплий період	<70	50	-	-	-	
	холодний період	<75	55	-	-	-	
- інфрачервоне випромінювання, Вт/м <sup>2</sup>	140	3000	-	-	3000	90	

Умови і характер праці відносяться до III класу 3 ступеня по шуму і мікроклімату. Робоче місце має 4 чинники I ступеня і 2 чинника II ступеня, 2

чинники III ступеня. За показниками слід вважати з особливо шкідливими і особливо важкими умовами праці, що відповідає показникам Списку №1

Найбільш високі концентрації оксиду вуглецю і сірчистого газу мають місце на майданчику над працюючим конвертером в зоні газових пальників котла-утилізатора.

Середня кількість пилу, що міститься в конвертерних газах, складає 50-300 г/м<sup>3</sup>. Конвертерний пил складається в основному з оксидів заліза і містить 60-65 % Fe, 2-6 % Mn, решта SiC>2, CaO, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> та інших оксидів. Близько 80% часток пилу мають розміри до 0,5 мкм. Кількість пилу з частками більше 1 мкм складає всього 5-15 % [22,23]. Такий пил відноситься від конвертера на великі відстані і довгий час вітає в повітрі.

У великих кількостях виділяють пил шихтові матеріали, кладка конвертерів і сталерозливних ковшів при її руйнуванні під час ремонту. У міксерних відділеннях пил і газу виділяються в період заповнення міксерів і зливу з них чавуну. На 1 м пропущеного через міксер чавуну через аераційні ліхтарі виділяється близько 60 г пилу і 370 г оксиду вуглецю.

Експлуатація різного устаткування (рух електромостових кранів, машин завалень, газових потоків по газопроводах і т.п.) в конвертерному цеху супроводжується інтенсивним шумом, значно погіршуючи умови праці робітника. Джерелами шуму також є сам конвертер, трансформатори, пересувні залізничні крани, механізми і інше устаткування. Рівень шуму на робочому місці сталевара перевищує норму на 9 дБА (норма 80 дБА) ГОСТ 12.1.003-83 ССБТ та ДСН 3.3.6.037-99.

#### **4.2 Заходи з поліпшення умов праці**

Пил, який шкідливо впливає на організм людини, подразнюючи шкіру, очі, ясна, вуха, а також проникаючи в легені, може викликати специфічні професійні захворювання, такі як силікоз, силікатоз, антракоз та ін. [22-29].



Для зменшення кількості газів і пилу забезпечуємо конвертери пилогазоочисними спорудами, припливно-витяжною вентиляцією.

Для захисту від пиловиділення застосовуємо герметизацію операцій, пов'язаних з просіюванням, змішуванням і транспортуванням сипких матеріалів і аспірацію пилу з місць її утворення.

Тривала дія шуму може призвести до зниження слуху, а інколи до глухоти. Шум негативно діє на серцево-судинну і центральну нервову систему. Для захисту працюючих від шуму звукоізолюємо вбудовані приміщення - пости управління, кімнати відпочинку і т.п. Для зниження шуму агрегатів (електродвигунів, насосів) використовуємо звукоізолюючий кожух, який виготовляється з листів сталі завтовшки 2-3 мм, в яких укладають або весь агрегат, або його шумлячі вузли, а внутрішні поверхні облицьовуємо звукопоглинальними матеріалами. Ослаблення шуму повітряно(газо)-проводів досягаємо застосуванням глушників.

Підвищена теплова дія на організм людини призводить до перенапруження його терморегуляторних функцій і може спричиняти порушення теплового балансу організму. Для видалення конвекційного тепла в цеху застосовуємо аерацію, шляхом установки двох аераційних ліхтарів типу КТИС на покрівлі будівлі цеху. Ще однією мірою боротьби з теплонадлишками є організація на робочому місці конверторника повітряного душу.

Для зниження рівня шуму та тепло надлишків на робочому місці сталевара необхідно встановити пост керування, який повинен бути зроблений тепло- і звуко- ізолюваним з подачею в нього кондиційованого повітря. Стіни поста керування виконуємо двошаровими – з вогнетриву і ізоляції. Матеріал вогнетриву – червона цегла, матеріал теплоізоляції – скловолокно.

### 4.3 Виробнича санітарія

Опалювання будівлі конвертерного цеху має значення не лише для створення потрібної температури в приміщеннях, але і для збереження будівлі, оскільки погано опалювальні будівлі схильні до вогкості, що викликає їх руйнування.

Температура повітря в конвертерному цеху визначається кількістю тепла, що виділяється всередину цеху від конвертерів, розплавленого металу, ковшів, виливниць і іншого устаткування, а також від сонячної радіації і температури стін, крівлі і інших конструкцій приміщення [22,23].

У зв'язку з виділенням в конвертерних цехах значних кількостей тепла, пилу (особливо дрібнодисперсної, що вітає в повітрі) і газів виключно важливе значення для створення сприятливих умов праці має організований повітрообмін. Природна вентиляція (аерація) є основним засобом боротьби з виробничими шкідливостями.

Природна вентиляція здійснюється завдяки різниці температур повітря в приміщенні і поза ним (тепловий натиск), а також дії вітру (вітровий натиск).

Аерація вважається ефективною, якщо в теплу пору року природний повітрообмін створює в цеху середню температуру повітря, що не перевищує температуру зовнішнього повітря більш ніж на 5 градусів. У холодну пору року аерація цеху має бути організована так, щоб попереджати вступ великих мас холодного повітря в робітничі зони приміщень.

Управління природною вентиляцією здійснюється за допомогою фрамуг, що відкриваються, розташованих уздовж стіни будівлі, і ліхтарів [22,23].

Параметри повітряного середовища для робочої зони конвертерного цеху заносу в таблицю 4.2 ДСН 3.3.6.042-99.

Таблиця 4.2- Значень прийнятих допустимих параметрів повітряного середовища в робочій зоні виробничих приміщень

Період року	Категорія робіт	Температура, °С				Відносна вологість, %	Швидкість руху повітря, м/с
		Верхня межа		Нижня межа			
		Постій.	Непостій.	Постій.	Непостій.		
Холодний	Важка	19	20	13	12	75	< 0,5
Теплий	Важка	26	28	15	13	65	0,2...0,6

Здоров'я і безпечні умови праці в конвертерних цехах знаходяться в прямій залежності від освітленості цеху і робочих майданчиків. Освітлення конвертерних цехів здійснюється за допомогою природного денного світла і штучних джерел.

Нормальне природне освітлення на робочих місцях досягається пристроєм бічних світлових отворів (вікон) і світлових ліхтарів в крівлі будівлі. При цьому велике значення має догляд за склінням вікон і ліхтарів, оскільки при забрудненні поверхні скла її пропускна спроможність світла різко знижується. Тому стекла у вікнах і ліхтарях необхідно регулярно очищати від пилу і кіптяви, а в зимовий час і від снігу.

Норми природного освітлення конвертерних цехів встановлюють, виходячи з обліку коефіцієнта природної освітленості (процентне відношення освітленості в даній точці приміщення до одночасно визначуваної освітленості горизонтальної поверхні, розташованої на відкритому місці і освітлюваної розсіяним світлом).

Природне освітлення може бути верхнім і комбінованим (верхнє і бічне освітлення одночасне). Штучне освітлення, вживане в конвертерних цехах, підрозділяється на загальне (освітлення джерелами світла всього приміщення), місцеве (освітлення лише певних ділянок цеху) і комбіноване (загальне і місцеве освітлення одночасне).

Окрім робочого освітлення, що діє при нормальному ході технологічного процесу, в конвертерних цехах передбачено аварійне освітлення, що діє від незалежних джерел живлення при відключенні робочої напруги.

Забарвлення стін, перекриттів і устаткування робить істотний вплив на освітленість цехових прольотів. Найбільш раціональними в цьому відношенні є світлі тони. Коефіцієнт віддзеркалення при білому забарвленні дорівнює 0,85—0,9; при сірій і жовтій 0,4. У зв'язку з цим конструкції будівлі, перекриття і устаткування періодично білять або забарвлюють в світлі тони.

Освітлювальні установки повинні відповідати певним вимогам техніки безпеки і виробничої санітарії. Так, лампи обов'язково мають бути забезпечені освітлювальною арматурою, оскільки не допускається вживання відкритих люмінесцентних ламп і ламп розжарювання з колбою з прозорого скла. Забороняється також застосовувати світильники для ламп розжарювання з непрозорими відбивачами і захисним кутом менш  $15^\circ$  без розсіювачей і з лампами в прозорій колбі.

При виборі джерел світла перевагу слід віддавати газорозрядним лампам, наприклад дуговим люмінесцентним з виправленою колірністю і іншим.

Світильники місцевого освітлення з будь-якими лампами повинні мати відбивачі з матеріалу, що не просвічується із захисним кутом не менше  $30^\circ$ , а при розташуванні світильників не вище за рівень очей робітника— не менше  $10^\circ$ .

В цілях безпеки переносні ручні світильники живляться від напруги 12—36 В, причому величина напруги визначається умовами роботи і категорією приміщення по мірі небезпеки поразки електричним струмом.

#### **4.4 Заходи з електробезпеки**

Електроустаткування конвертерного цеху різноманітно. Сюди входять синхронні й асинхронні електродвигуни змінного струму й інше устаткування напругою вище 1000 В, а також електродвигуни, апаратура керування, кранове електроустаткування, внутрішньоцехові електромережі напругою до 1000 В.

До основного електроустаткування конвертерів відносяться автоматичні

вимикачі, пічні трансформатори, коротка мережа, автоматичні регулятори пересування кисневої фурми та ін.

Таким чином, по мірі небезпеки ураження людей електричним струмом киснево-конвертерний цех відноситься до категорії - особливо небезпечні приміщення, оскільки використовують велику кількість електроустаткування; виробничі приміщення характеризуються підвищеною температурою повітря, значним вмістом електропровідного пилу; підлоги мають струмопровідні властивості; є постійна небезпека одночасного дотику людини з металоконструкціями і частинами електроустановок, НПАОП 40.1-1.01-97.

Небезпека електричних поразок в конверторному цеху створює різне устаткування: електричний привід (включаючи пускорегулюючу апаратуру), електроустаткування підйомно-транспортних пристроїв, електрифікований внутрізаводський транспорт, зварювальні апарати, освітлювальні установки, електричний ручний інструмент і т.д.

При експлуатації електродвигунів замкнутого типу можливий випадковий дотик до проводів, що підводять електрострум, виводи яких знаходяться на сполучних клемах клемної коробки на корпусі електродвигуна, у разі її незахищеності. На особливу увагу заслуговують переносні електродвигуни, які вживаються при експлуатації різних переносних електроінструментів. Якщо корпус такого електродвигуна опиняється під напругою, то внаслідок щільного контакту з великою поверхнею зіткнення створюється небезпека важкої поразки електричним струмом працюючих [22,23].

При напрузі до 1000В в киснево-конверторному цеху застосовуємо чотиридротову з глухозаземленою нейтраллю схему мереж трифазного струму (напругою 380/220В). При напрузі вище 1000В застосовуємо тридротову з ізольованою нейтраллю схему трифазних мереж.

Захисні засоби від електроструму: ізолюючі штанги - використовують при проведенні робіт під напругою з роз'єднувачами високої напруги; ізолюючі кліщі для включення запобіжника; діелектричні килимки із спеціальної гуми завтовшки 3-5 мм для установок до 1000 В і 7-8 мм понад 1000 В.

Для зменшення небезпеки поразки електричним струмом усі металеві частини конструкцій заземлюємо [22,23] ГОСТ 12.1.30-81 ССБТ.

#### **4.5 Заходи з пожежної та техногенної безпеки**

По вибуховій, вибухопожежній і пожежній небезпеці конвертер, а також розливний проліт, відноситься до категорії А. До категорії Б відноситься система газоочищення конвертерного газу, міксерне відділення і завантажувальний проліт. До категорії Г відноситься відділення підготовки шихти.

У конвертерному цеху можуть відбуватися вибухи при контакті розплавленого металу і шлаку з водою або вологими матеріалами, або внаслідок бурхливого протікання хімічних реакцій при продуванні, розкислюванні і розливанні сталі. Вибухи у фурмах дуже небезпечні, тому що при цьому відкривається склепіння і через фурмений отвір викидаються на робочий майданчик розжарені кокс і гази, які в атмосфері запалюються і горять, утворюючи довгі язички полум'я.

Для обмеження поширення вогню використовуємо матеріали, що не згорають. У місцях введення газопроводів в підвальні приміщення будівлі встановлюємо дренажні пристосування, що запобігають проникненню газу в ці приміщення. Місце розташування пожежного депо - чотири кілометри від цеху. Протипожежні перешкоди в цеху: протипожежні стіни з межею вогнестійкості – 2,5 год; протипожежні перекриття – 1,0 год; протипожежні двері, вікна, люки, ворота – 1,0 год.

Як технічні засоби виявлення пожежі в приміщеннях цеху, що захищаються, встановлюємо теплові пожежні сповіщувачі і димові сповіщувачі марок С-2000-СМК. У зовнішніх виходів передбачаємо ручні пожежні сповіщувачі марки БолідИПР-513-3А. Установа пожежної сигналізації призначена для виявлення пожежі, видачі звукового світлового сигналів про

спрацьовування пожежних сповіщувачів.

Автоматичні установки аерозольного і порошкового пожежогасіння модульного типу (АУП), які встановлюємо в приміщеннях цеху з електричним устаткуванням, призначені для виявлення вогнища пожежі, подачі сигналу про пожежу в приміщенні чергового персоналу, подачі і розподілу вогнегасячої речовини в приміщення, що захищаються, локалізації і ліквідації пожежі в початковій стадії.

Для захисту кабельних споруджень, як для однієї з головних завдань захисту конверторного цеху від вогню, передбачаємо установки автоматичної пожежної сигналізації, монтаж стаціонарних систем гасіння пожеж. У конвертерному цеху кабельні тунелі й підвали оснащуємо протипожежними перешкодами, неспаленими перегородками. Автоматична пожежна сигналізація встановлюється в усіх кабельних приміщеннях. Вона складається з датчиків, лінійної мережі й прийомної станції. Застосовуємо датчики теплові й димові, які встановлюють на стелі.

Для гасіння пожеж застосовуємо хімічні пінні вогнегасники ОХП-10 і вуглекислотні вогнегасники ВВ-2, ВВ-5 і ВВ-8, а також пересувні ВВ-25 і ВВ-80 [25] НАПБ Б.01.008-2004.

Блискавкозахист будівель і споруди конверторного цеху передбачаємо згідно вимог діючих норм, з використанням як заземлювачів, в основному, залізобетонних фундаментів будівель і споруд. Як блискавкоприймач використовуємо сталеву сітку, що накладається на покрівлю будівель.

У конверторному цеху у виробничих будівлях передбачаємо евакуаційні виходи, призначені для забезпечення безпечної евакуації людей, що перебувають в будівлі, у разі виникнення пожежі або аварії. Передбачаємо мінімум два евакуаційні виходи. Ширина всіх евакуаційних виходів (дверей) перевищує 0,8 м, що відповідає нормам [22-29].

#### 4.6 Розрахунок кондиціонування теплоізольованого поста керування сталевара кисневого конвертеру

Проектуємо теплоізольований пост керування для сталеварів кисневих конверторів. Розрахунок проводимо для умов, що температура повітря у робочій зоні становить 39 °С, густина повітря за нормальних умов 1,293 г/м<sup>3</sup>, атмосферний тиск 101,3 кПа, теплові надлишки 3000 Вт/м<sup>2</sup>. Необхідна температура повітря в пості керування  $t_{п} = 22^{\circ} \text{C}$  [22-29]; ентальпія  $I_{п} = 52,5$  кДж/кг сухого повітря; вологомiсткість  $d_{п} = 10,5$  г/кг; відносна вологість  $\varphi_{в} = 50$  %. Ентальпія  $I_{н} = 88$  кДж/кг сухого повітря робочої зони; вологовміст в повітрі робочої зони  $d_{н} = 20,5$  г/кг; відносна вологість  $\varphi_{н} = 50$  %. Визначаємо повну продуктивність кондиціонера та розрахункову витрату холоду в зрошувальній системі.

Корисна продуктивність СКВ, кг/год [20]:

$$G = \frac{Q}{c \cdot \Delta t_p},$$

де  $c$  – питома теплоємність повітря, дорівнює 1 кДж/(кг·°С).

$$G = \frac{7076}{6} = 1179 \text{ кг/год}$$

Наносимо на  $I - d$  діаграму крапки Н і В, які характеризують параметри відповідно зовнішнього та внутрішнього повітря.

Кутній коефіцієнт променя процесу зміни стану повітря приймаємо в пості керування  $\varepsilon = 7076$  кДж/кг [22-29].

Необхідна температура припливного повітря ДСН 3.3.6.042-99:

$$t_{п} = 22 - 6 = 16^{\circ} \text{C}$$

Наносимо на діаграму пряму ВП – промінь процесу до перетину з ізотермою  $t = 16^{\circ} \text{C}$ . Точка П характеризує параметри припливного повітря  $t_{п}=16^{\circ}\text{C}$ ;  $d_{п} = 10,2$  г/кг;  $I_{п} = 46$  кДж/кг;  $\varphi_{п} = 70$  %.

Відносну вологість повітря після зрошувальної камери приймаємо  $\varphi_{к} = 90$  %. З крапки П по лінії  $d = \text{const}$  проводимо пряму ПК до перетину з кривою  $\varphi_{к} =$



90 %. Крапка К характеризує параметри повітря після камери зрошення:  $t_k = 14,2^\circ \text{C}$ ;  $d_k = 10,2 \text{ г/кг}$ ;  $I_k = 42,5 \text{ кДж/кг}$ ;  $\varphi_n = 90 \%$ .

Через крапки Н и К проводимо пряму НК – промінь обробки повітря в зрошувальній камері. Побудову обробки повітря зображено на рис. 4.1.

Повна продуктивність кондиціонера, кг/год:

$$G' = 1.1 \cdot G = 1.1 \cdot 1179 = 1297,$$

Витрата холоду на обробку повітря в зрошувальній системі, кДж/год:

$$Q = G' (I_n - I_k),$$

$$Q = 1297 \cdot (88 - 42,5) = 59013,5 \text{ кДж/год} = 14091 \text{ ккал/год}$$

На рис. 4.1 наведена розрахункова схема параметрів кондиціонованного повітря в пості керування .

Обираємо кондиціонер КК-15Б-2Ю, продуктивність по витраті холоду 15000 ккал/год.

Враховуємо підігрів повітря в вентиляторі на  $1^\circ \text{C}$  наносимо на діаграму крапку  $K_1$ , яка лежить на прямій ПК. Параметри повітря в точці  $K_1$ :  $t_{k1} = 15,2^\circ \text{C}$ ;  $d_{k1} = 10,2 \text{ г/кг}$ ;  $I_{k1} = 43,8 \text{ кДж/кг}$ ;  $\varphi_{n1} = 83 \%$ .

Витрата тепла на вторий підігрів до температури  $20^\circ \text{C}$ , кДж/год:

$$Q_2 = 1297 \cdot (46 - 43,8) = 2853,4$$

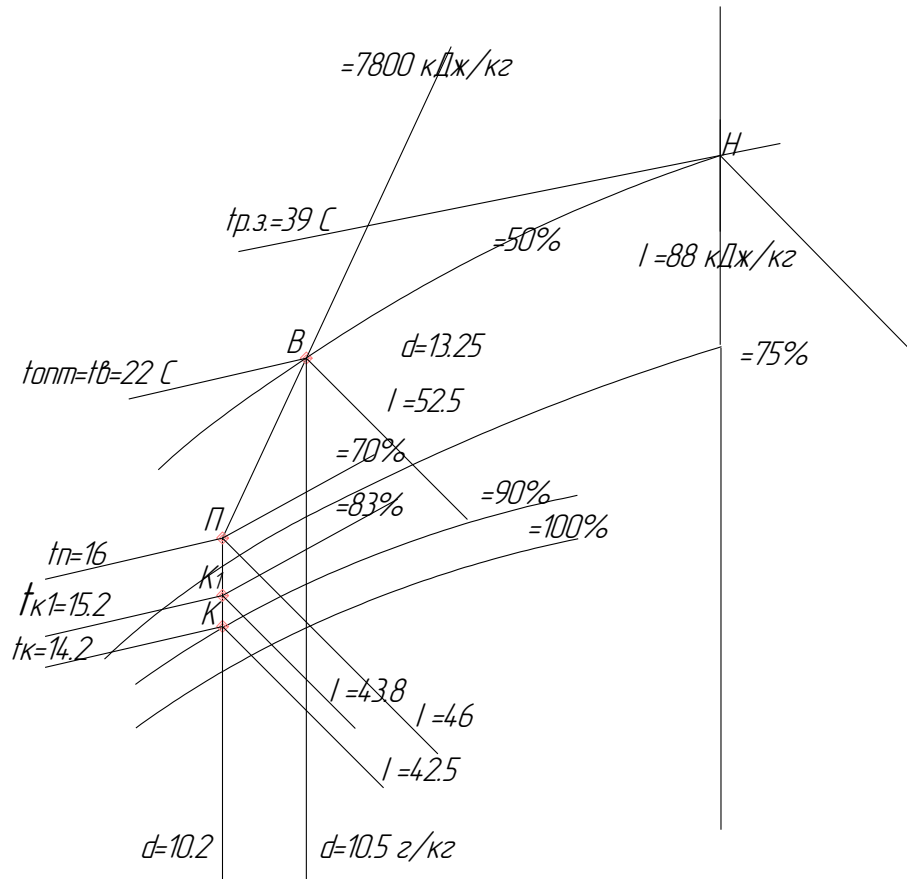
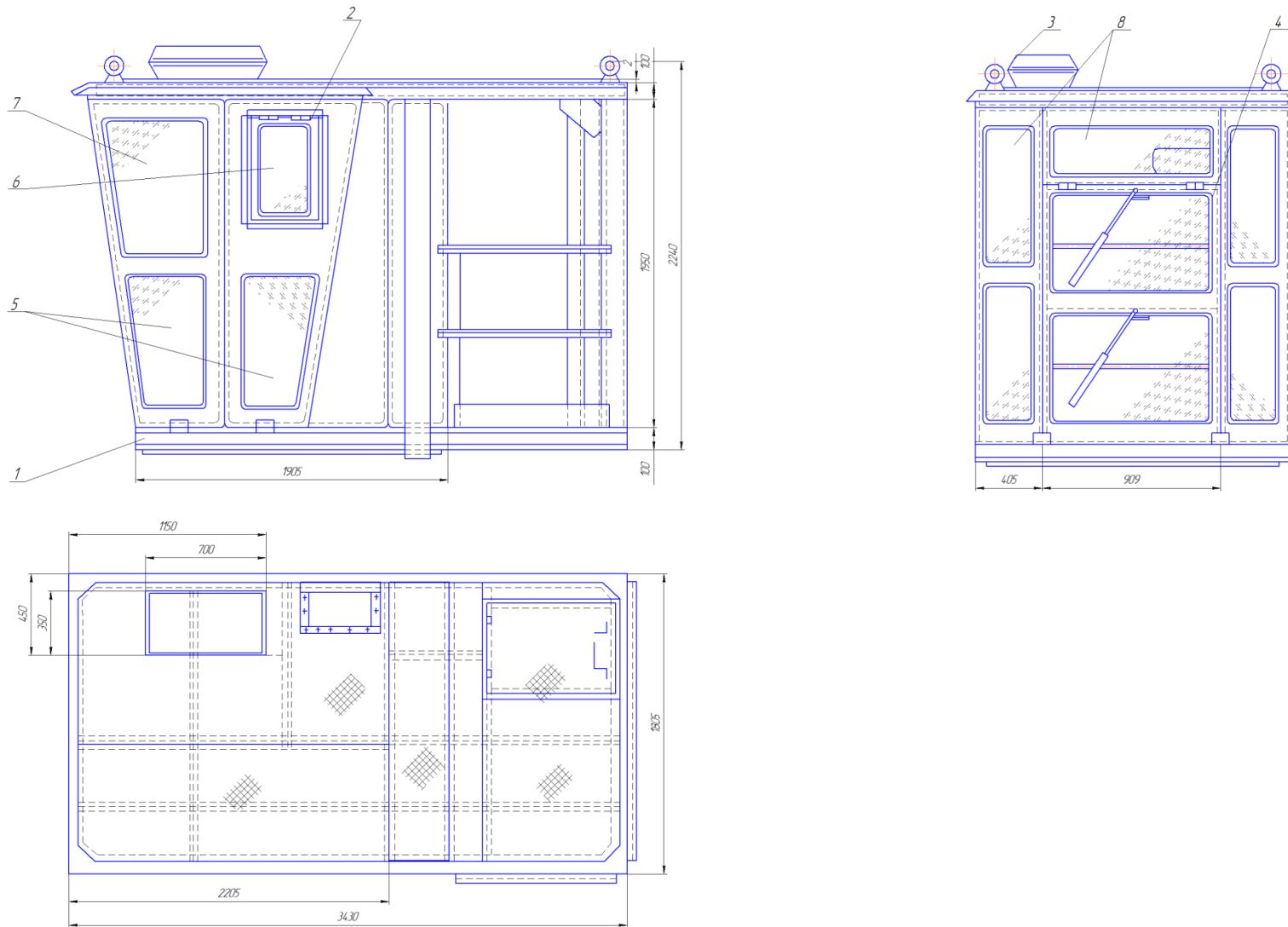


Рисунок 4.1 - I – d діаграма процесу обробки повітря в прямоточному кондиціонері

Теплоізолюваний пост керування для сталеварів кисневих конверторів наведено на рис. 4.2.



1 – основа kabіни; 2 – завіса; 3 – кондиціонер; 4,5,7,8 – вікна; 6 – кватирка

Рисунок 4.2 – Теплоізолюваний пост керування

## 5 ОРГАНІЗАЦІЙНО - ЕКОНОМІЧНА ЕФЕКТИВНІСТЬ ПРОЕКТУ

### 5.1 Планування організації виробничого процесу

Проектний та базовий варіанти передбачають організацію системи відведення конвертерних газів без попереднього допалювання. Системи очистки в своєму складі мають: котел-утилізатор, порожнистий скрубєр, дві ступені очищення у скрубєрах Вентурі, димотяг.

В проектному варіанті для використання газу у якості палива (при вмісті СО в ньому більш ніж 35%, для розрахунку приймаємо 80%) система газоочищення в своєму складі додатково містить газгольдер. Базовий варіант розглядається з точки зору, якщо конвертерних газ буде мати вміст СО менш ніж 35% (для розрахунку приймаємо 25%), тоді в своєму складі система газоочищення буде мати димову трубу зі свічкою для допалювання СО. Витрата газу – 27 м<sup>3</sup>/с, початкова запиленість газу 160,0 г/м<sup>3</sup>, кінцева запиленість 0,009 г/м<sup>3</sup>.

Враховуючи графік поточних оглядів і капітальних ремонтів газоочисного обладнання розраховується кількість днів і годин простою обладнання на огляди і для заміни поламаних деталей. Далі розраховуємо роботу обладнання з урахуванням простоїв. Результати розрахунків наведені в табл. 5.1.

Ефективний фонд часу газоочисної установки, год:

$$T_{ef} = T_{кал} - T_{рем},$$

де  $T_{кал}$  – календарний фонд часу роботи газоочистки, год.;

$T_{рем}$  – простої на плановий ремонт, год.

Коефіцієнт використання установки у часі:

$$K_{вик} = \frac{T_{ef}}{T_{кал}}.$$

Таблиця 5.1 – Баланс робочого часу газоочисної установки

Показники	Одиниці виміру	Базовий варіант	Проектний варіант
Режим роботи газоочисної установки	—	Безперервний	Безперервний
Календарний час роботи, $T_{кал}$	дні години	365 365·24=8760	365 365·24=8760
Простої на плановий ремонт, $T_{рем}$	дні години	15 15·24=360	15 15·24=360
Ефективний фонд часу, $T_{эф}$	дні години	365–15=350 350·8=8400	365–15=350 350·8=8400
Коефіцієнт використання, $K_{вик}$	—	$\frac{350}{365} = 0,959$	$\frac{350}{365} = 0,959$

Таким чином, ефективний фонд часу використання газоочисної установки як в базовому так і в проектному варіантах становить 8400 год/рік.

## 5.2 Планування виробничої програми

Річну виробничу потужність газоочисної установки визначаємо за формулою, м<sup>3</sup>/рік:

$$П = N \cdot T_{эф} \cdot n,$$

де  $N$  – технічна норма продуктивності основного агрегату очисної установки в одиницю часу, м<sup>3</sup>/год. (н. у.);

$T_{эф}$  – річний фонд ефективного часу роботи газоочисної установки, год.;

За базовим та проектним варіантами технічна продуктивність газоочисної установки становить 44,44 м<sup>3</sup>/с за нормальних умов.

Тоді

$$П_{пр} = 44,44 \cdot 8400 \cdot 3600 = 1343,87 \cdot 10^6 \text{ (нм}^3\text{/рік)}.$$

Кількість уловленого пилу визначаємо з виразу, т:

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

де  $Z_1$  – запиленість газу до очищення, г / м<sup>3</sup>;

$Z_2$  – запиленість газу після очищення, г / м<sup>3</sup>.

За проектним та базовими варіантами кількість вловленого пилю становить:

$$Q_{np} = (160-0,009) \times 1343,87 \cdot 10^6 / \cdot 10^6 = 215007,11 \text{ (т/рік)}.$$

проектному та базовому варіанті шлам утилізується. Приймаємо втрати уловленого продукту при утилізації 10%. Тоді кількість утилізованої пилю:

$$Q_{ym} = 0,9 \cdot Q_{np} = 0,9 \cdot 215007,11 = 193506,4 \text{ (т/рік)},$$

Результати розрахунків зводимо в таблицю 5.2.

Таблиця 5.2 – Виробнича програма

Показник	Одиниці виміру	Базовий варіант	Проектний варіант
Річна продуктивність газоочисної установки, $P$	млн. м <sup>3</sup>	1343,87	1343,87
Технічна норма продуктивності, $N$	нм <sup>3</sup> /год	160000	160000
Початкова запиленість, $Z_1$	г/м <sup>3</sup>	160,00	160,00
Кінцева запиленість, $Z_2$	г/м <sup>3</sup>	0,009	0,009
Кількість вловленого пилю, $Q$	т /рік	215007,11	215007,11
Кількість утилізованої пилю, $Q_{ym}$	т/рік	193506,4	193506,4

### 5.3 Розрахунок балансу робочого часу та планового фонду оплати праці основних робітників

Графік роботи в проектному варіанті 3-х змінний ( $n_{зм}$ ) 4-х бригадний ( $n_{бр}$ ), тривалість робочого дня 8 годин.

Календарний фонд часу одного робітника становить

$$T_k = D = 365;$$

$$T_k^y = D \cdot t_{зм} = 365 \cdot 8 = 2920 \text{ год},$$

Кількість вихідних днів у році дорівнює:

$$T_{вих} = \frac{T_{кал} \cdot n_{вих}}{n_{бр}} = \frac{T_{кал} \cdot (n_{бр} - n_{зм})}{n_{бр}} = \frac{365 \cdot 1}{4} = 91,25 \cong 92 \text{ (дня)}.$$

Номінальний (режимний) фонд робочого часу визначається вирахуванням з календарного часу числа неробочих днів згідно з графіком змінності (вихідних):

$$T_{ном} = T_{кал} - T_{вих} = 365 - 92 = 273 \text{ днів};$$

$$T_{ном}^ч = 273 \cdot 8 = 2184 \text{ год.}$$

Ефективний (корисний) фонд робочого часу визначаємо з виразу:

$$T_{еф} = T_{ном} - T_{невих},$$

де  $T_{невих}$  – невиходи на роботу у зв'язку з відпусткою, хворобою та іншими причинами.

Невихід на роботу:

- тарифна відпустка - 30 днів
- хвороба - 5 днів
- учнівська (студентська) відпустка - 0,5 днів
- інші - 0,5 днів

$$T_{невих} = 36 \text{ днів}$$

$$T_{еф} = 273 - 36 = 237 \text{ днів};$$

$$T_{еф}^ч = 237 \cdot 8 = 1896 \text{ год.}$$

Коефіцієнт списочності  $K_{сп}$  враховує резерв робітників, необхідних для заміни людей, що знаходяться у відпустці, хворіють, вчаться, які виконують державні обов'язки, і визначається діленням номінального часу роботи на ефективний:

$$K_{сп} = \frac{T_{ном}}{T_{еф}} = \frac{2184}{1896} = 1,152.$$

Результати розрахунку зводимо в таблицю 5.3.

Таблиця 5.3 - Баланс робочого часу одного робітника

Елемент балансу	Одиниці виміру	Значення
Календарний час, $T_{кал}$	дні	365
	години	2920
Вихідні дні, $T_{вих}$	дні	925
	години	736
Номінальний час, $T_{ном}$	дні	273
	години	2184
Невиходи на роботу:		
- тарифна відпустка	дні	30
- відпустка студентів, учнів	дні	0,5
- хвороби	дні	5
- інші невиходи	дні	0,5
Всього невиходів $T_{невих}$	дні	36
Ефективний час, $T_{еф}$	дні	237
	години	1896
Коефіцієнт списочності, $K_{сп}$	дні	1,152

Зробимо розрахунок чисельності основних робітників для проектного варіанту.

Розраховуємо кількість робочих для обслуговування котла – утилізатору, випарного скрубера, скрубера Вентурі і димотягу.

Час обслуговування 1 скрубера Вентурі:  $t = 1,7$  чол-год.

Оскільки кількість апаратів 2 шт, тоді

$$T = t \cdot K_I;$$

де  $t$  – час обслуговування одного газоочисного апарата, чол-год;

$K_I$  – емпіричний коефіцієнт, що дорівнює

$$K_I = 1,2^n;$$

де  $n$  – кількість апаратів.

Визначаємо сумарне середньо змінний час обслуговування скрубера Вентурі:

$$T = 1,2^2 \cdot 1,7 = 2,448 \text{ чол-год/зміна}$$

- для димососа:  $T_{дим} = 0,9$

Визначаємо сумарний середньо змінний час обслуговування установки:



$$T_{уст} = T_{св} + T_{дум} = 2,448 + 0,9 = 3,348 \text{ чол-год/зм}$$

Змінну загальну явочну чисельність обслуговуючого персоналу визначаємо за формулою:

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

де  $l$  – задана тривалість зміни, год.;

$S$  – тривалість тижневого циклу роботи обладнання, год.;

$L$  – тривалість робочого тижня, год.

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

$$Ч_{яв} = 0,4 \text{ чол./зміна}$$

Приймаємо  $Ч_{яв} = 1$  чоловік в зміну. Оскільки людина буде зайнята лише 40% від загального часу роботи в зміну, то в її обов'язки додатково вводимо обов'язки обслуговувати котел-утилізатор та газгольдер.

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.:

$$Ч_{сн} = Ч_{шт} \cdot K_{сн},$$

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

Приймаємо  $Ч_{сн} = 5$  чоловік.

Отже, в проектному варіанті в одну зміну працює один оператор ГОУ. Результати розрахунків зводимо в таблицю 5.4.

Таблиця 5.4 – Штатний розклад робочих ділянки газоочистки

Професія	Розряд	Годинна тарифна ставка, грн./год.	Графік роботи	Тривалість зміни, год.	Розстановочний штат, чол.					Резервний склад, чол.	Списочний склад, чол.
					Бригади				Усього		
					1	2	3	4			
Оператор ГОУ	10	15,96	Безперервний	8	1	1	1	1	4	1	5

Плановий фонд оплати праці  $\Phi ОП_{пл}$  на рік становить 770000 грн./рік, у тому числі фонд основної заробітної плати дорівнює 500000 грн., а додаткової – 220000.

База для нарахування єдиного соціального внеску складається з усіх видів заробітної плати, допомоги з тимчасової непрацездатності та по вагітності та пологах. Єдина ставка нарахування єдиного соціального внеску дорівнює 22% від нарахованого доходу. Розмір максимальної величини бази нарахування єдиного внеску дорівнює 25 розмірам прожиткового мінімуму для працездатних осіб, встановленого законом, та станом на 01.01.2017 року дорівнює 40000,00 грн.

$$ССВ = \Phi ОП_{пл} \cdot 0,22 = 785000 \cdot 0,22 = 172700 \text{ грн./рік.}$$

#### **5.4 Оцінка економічної ефективності. Розрахунок капітальних витрат на очищення газу**

Величина необхідних вкладень в основні фонди визначається методом прямого розрахунку окремих елементів вкладень [29].

Вартість основного устаткування занесена до табл. 5.5.

Таблиця 5.5 - Капітальні вкладення в газоочисні системи

№	Показники	Базовий варіант			Проектний варіант		
		Кільк., один.	Цена за од., грн	Сумма, тис грн	Кільк., один.	Цена за од. грн	Сума, тис грн
1	Котел-утилізатор	1	1200000	1200,0	1	1200000	1200,0
	Блок труб Вентурі	2x4	1900000	1900,0	1	1900000	1900,0
	Насоси	1	250000	250,0	1	250000	250,0
	Вентилятор	1	350000	350,0	1	350000	350,0
	Шламове господарство	0	4000000	4000,0	1	4000000	4000,0
	Газгольдер	8	0	0,0	1	3000000	3000,0
	Циклон- краплевловлювач		120000	9600,0	8	1200000	9600,0
	Загальна вартість основного обладнання			17300, 0			20300,0
	Димова труба	0	490000	490,0			
Вартість основних споруд							
		<b>17790,0</b>			<b>20790,0</b>		
3	КВП		4325,0				5075,0
	Всього		22575,0			26465,0	
4	Витрати монтажу обладнання та споруд		6772,5			7759,5	
5	Вартість монтажу комунікацій		69,0			90,0	
6	Витрати на будинки		467,5			660,0	
7	Накладні витрати		4515			5293,000	
	Загальні капітальні вкладення		34399,000			40267,500	
	Всього капітальних вкладень на 1000 м <sup>3</sup> газу		<b>40,951</b>			<b>47,938</b>	

Вартість контрольно-вимірювальних приладів складе 25% від вартості газоочисного устаткування [29].:

$$C_{КВП} = 0,25 \cdot C_{ОСН.У.},$$

Вартість встановлення і монтажу устаткування,  $C_{м.у.} = 0,3 \cdot (C_{осн.у.с.} + C_{квп})$  грн.;

$C_{м.к.}$  – вартість монтажу комунікацій,  $C_{м.к.} = 0,15 \cdot C_{ком.}$ , грн.;

$C_{н.}$  – накладні витрати, якщо монтаж здійснюється спеціалізованими організаціями,  $C_{н.} = 0,2 \cdot C_{у.}$ , грн.;

Розраховуємо капітальні затрати у вигляді питомих величин, які віднесено до 1000 м<sup>3</sup> газу (грн./1000м<sup>3</sup>).

$$C_K = (C_{OCH.Y.} + C_M + C_H + C_{ЗД} + C_{M.K.}) \cdot \frac{1000}{3600 \cdot Q_c \cdot \tau},$$

де  $Q_c$  – секундна витрата газів, що очищуються, м<sup>3</sup>/с за н.у.,  $Q_c = 27,77$  м<sup>3</sup>/с;

$\tau$  – ефективний час роботи газоочистки за рік, год.

Результати розрахунків заносимо до табл.5.5.

### 5.5 Експлуатаційні витрати на очищення газу і вловлювання пилу

Річні експлуатаційні витрати на очистку газів, грн./рік [29]:

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

де  $C_1$  – витрати на електроенергію, грн.;

$C_2$  – витрати на основні та допоміжні матеріали, грн.;

$C_3$  – амортизаційні відрахування від основного та ремонтного фондів, грн.;

$C_4$  – основна і додаткова зарплата виробничих робітників, грн.;

$C_5$  – єдиний соціальний внесок, 22% від вартості основних фондів, грн.;

$C_6$  – витрати на поточний ремонт та утримання основних фондів, грн.;

$C_7$  – загальновиробничі витрати, грн.

Енергетичні витрати:

$$C_1 = r \cdot l \cdot N \cdot \tau,$$

де  $r$  – вартість електроенергії, для промислових підприємств, у звичай ні години  $r = 1,696$  грн./кВт·год., у годину пік  $r = 3,397$  грн./кВт·год. ;

$l$  – коефіцієнт, що враховує утримання обслуговуючого персоналу, приймаємо  $l=1,1$ ;

$N$  – сумарна потужність електродвигунів до димососів та агрегатом живлення, кВт,  $N = 2549,6$  кВт·год.

Амортизаційні відрахування від основних фондів ( $C_3$ ) визначається множенням вартості основних фондів на відповідні норми амортизаційних відрахувань:

- для устаткування – 15%;
- для будинку й споруджень - 5%;
- для мереж і комунікацій – 5%;
- для КВП – 25%.

Результати розрахунку заносимо до табл. 5.6.

Витрати на поточний ремонт та утримання основних засобів становлять 15% від амортизаційних відрахувань:

$$\text{Сп.р.} = 0,15 \cdot C_{\text{заг.}}$$

$C_{\text{заг}}$  - амортизаційні відрахування від основних фондів, грн

Тоді амортизаційні відрахування будуть складатися:

$$C_3 = C_{\text{заг}} + \text{Сп.р.}$$

Результати розрахунку заносимо до табл. 5.6.

Загальновиборничі витрати приймаються в розмірі 30% від суми основної та додаткової заробітної плати основних виробничих робітників

Економія від утилізації продуктів, що вловлюються в процесі очищення газу:

$$E_y = Q_{yt} \cdot C,$$

де  $Q_{yt}$  – кількість утилізованого продукту, т/рік;

$C$  – ціна відпускна за 1т,  $C = 104$  грн.

Вловлений пил повертається у виробництво. Результати розрахунку заносимо до табл. 5.6.

Таблиця 5.6 – Експлуатаційні витрати

№	Найменування	Од. вим	Цена, грн		Баз вариант		Проект. вариант	
					Величина витрат, грн/1000м <sup>3</sup>	Витрати на рік	Величина витрат, грн/1000м <sup>3</sup>	Витрати на рік
1	Вода технічна	м <sup>3</sup>			3,96	3326400,0	3,96	3326400,00
2	Електроенергія	кВт*год	1,696	3,397	30,33	25480455,0	29,60	24850443,75
3	Амортизаційні відрахування	грн			4,46	3747125,0	5,24	4401250,00
4	ЗП основних робітників							
	- основна	грн			0,59524	500000,0	0,60	500000,00
	- додаткова	грн			0,26190	220000,0	0,26	220000,00
5	Загальні витрати на очистку	грн			40,73	34210448,7	41,73	35052681,25
	Економія від утилізації пилу			35		4233361,9		4233361,860
	Заміна частини палива						3,1	2600000,000
					35,687	29977086,9	33,594	28219319,39

Електроенергія	тис.грн/рік	25480,46	24850,44
Зодопостачання	тис.грн/рік	3326,4	3326,4
Економія від утилізації пилу	тис.грн/рік	4233,36	4233,6
Економія від утилізації тепла та хімічної енергії газу	млн.грн/рік	0,8	5,600
Загальні експлуатаційні витрати	тис. грн	29977,086	28219,32
Загальні експлуатаційні витрати з урахуванням утилізації пилу та газу	тис. грн	24043,73	18385,72
Гермін окупності капітальних вкладень	рік	-	3,34
Коефіцієнт економічної ефективності капітальних вкладень	грн/(грн рік)	-	0,30

## 5.6 Техніко-економічне обґрунтування рішень, які прийняті у проекті

Річний економічний ефект [29]:

$$E = [(C_6 + E_n K_6) - (C_{пр} + E_n K_{пр})]Q_{пр},$$

тоді

$$E = [(C_{\text{б}} - C_{\text{пр}}) - E_{\text{н}}(K_{\text{б}} - K_{\text{пр}})]Q_{\text{пр}},$$

де  $C_{\text{б}}$  і  $C_{\text{пр}}$  – собівартість одиниці продукції відповідно базової й нової техніки, грн;

$K_{\text{б}}$  і  $K_{\text{пр}}$  – питомі капітальні вкладення на одиницю продукції в базову й нову техніку, грн;

$E_{\text{н}}$  – нормативний коефіцієнт ефективності капітальних вкладень, для природоохоронних заходів  $E_{\text{н}} = 0,15$ ;

$Q_{\text{пр}}$  – річний обсяг виробництва робіт за допомогою нової техніки в розрахунковому році, тис.м<sup>3</sup>.

Строк окупності капітальних вкладень:

$$T_{\text{окуп}} = (K_{\text{пр}} - K_{\text{б}}) / (C_{\text{б}} - C_{\text{пр}}),$$

де  $C_{\text{б}}$  і  $C_{\text{пр}}$  – собівартість річного випуску продукції відповідно по базовому й проектному варіанту, грн;

$K_{\text{б}}$  і  $K_{\text{пр}}$  – капітальні вкладення по базовому й проектному варіантах, грн;

Коефіцієнт економічної ефективності капітальних вкладень складає

$$E_{\text{еп}} = \frac{1}{T_{\text{ок}}} = \frac{E_{\text{у}}}{K}$$

Результати розрахунків заносимо до табл. 5.7.

Отже, розрахований термін окупності має менше значення ніж нормативний, тобто  $T_{\text{ок}} < T_{\text{н}}$ , а  $E_{\text{еп}} > E_{\text{н}}$ . [29].

Таким чином, запропонована схема очистки газів від конвертерів без попереднього допалювання з утилізацією вловленого пилу, теплоти газу та конвертерного газу в якості палива є економічно доцільною. Строк окупності даної схеми очистки становить 3,34 роки.

Таблиця 5.7 – Основні техніко-економічні показники запроектованої установки



Показники	Одиниці виміру	Базовий	Проектний
Річна продуктивність газоочисної установки	млн. м <sup>3</sup>	1344	1344
Початкова запиленість	г/м <sup>3</sup>	160	160
Кінцева запиленість	г/м <sup>3</sup>	0,009	0,009
Кількість вловленого пилю	т/рік	215007,11	215007,11
Кількість утилізованого пилю	т/рік	193506,4	193506,4
Капітальні вкладення	тис. грн	34399	40267,5
Електроенергія	тис.грн/рік	25480,46	24850,44
Водопостачання	тис.грн/рік	3326,4	3326,4
Економія від утилізації пилю	тис.грн/рік	4233,36	4233,6
Економія від утилізації тепла та хімічної енергії газу	млн.грн/рік	0,8	5,600
Загальні експлуатаційні витрати	тис. грн	29977,086	28219,32
Загальні експлуатаційні витрати з урахуванням утилізації пилю та газу	тис. грн	24043,73	18385,72
Термін окупності капітальних вкладень	рік	–	3,34
Коефіцієнт економічної ефективності капітальних вкладень	грн/(грн рік)	–	0,30

## ВИСНОВКИ

В результаті теоретичних досліджень та проведених розрахунків було встановлено:

1. Для використання конвертерного газу в якості палива або хімічної сировини він повинен бути попередньо охолоджений перед газоочищенням до 200–300 °С та мати запиленість не більш ніж 10 мг/м<sup>3</sup>;

2. Для економічно доцільного використання конвертерного газу у якості палива слід, щоб в ньому концентрація СО була не менш 35%.

3. Найбільш ефективніше використовувати систему очищення конвертерного газу, яка включає: відвід конвертерного газу без допалювання оксиду вуглецю; котел-утилізатор; порожнистий скруббер, скруббер Вентурі – перша ступінь очищення; скруббер Вентурі – друга ступінь очищення; димотяг; газгольдер.

4. Використання котла-утилізатора дозволяє використовувати тепло конвертерних газів з отриманням 250 т/год гострого пару.

5. Встановлення порожнистого скрубберу типу АКРП за котлом-утилізатором обумовлено обмеженням значень параметрів газів (температури), які пред'являють до газоочисного обладнання.

6. Необхідність другої ступені очищення, скрубера Вентурі, викликана вимогами, які пред'являються до якості конвертерного газу, який далі використовується у якості палива. Початкова концентрація пилу в газі після котла-утилізатору становить 160 г/м<sup>3</sup>. Концентрація пилу на виході з другої ступені очищення становить 9 мг/м<sup>3</sup>.

7. При вмісті СО менш ніж 35% конвертерний газ направляється не до газгольдеру, а на димову трубу та спалюється на свічці.

8. Стічні води від очищення конверторного газу забруднені зваженими твердими частками й розчинними хімічними речовинами. Система водопостачання газоочищень конвертерів ухвалюється оборотна. Передбачається попереднє вловлювання зважених часток крупністю більш 500

мкм, отдувка, за потреби, вільного оксиду вуглецю, освітлення в радіальних відстійниках і наступне охолодження на градирнях.

9. В результаті розрахунку основних техніко-економічних показників встановлено, що строк окупності склав 3,34 роки, а коефіцієнт ефективності капіталовкладень 0,30 грн/грн. ·рік.

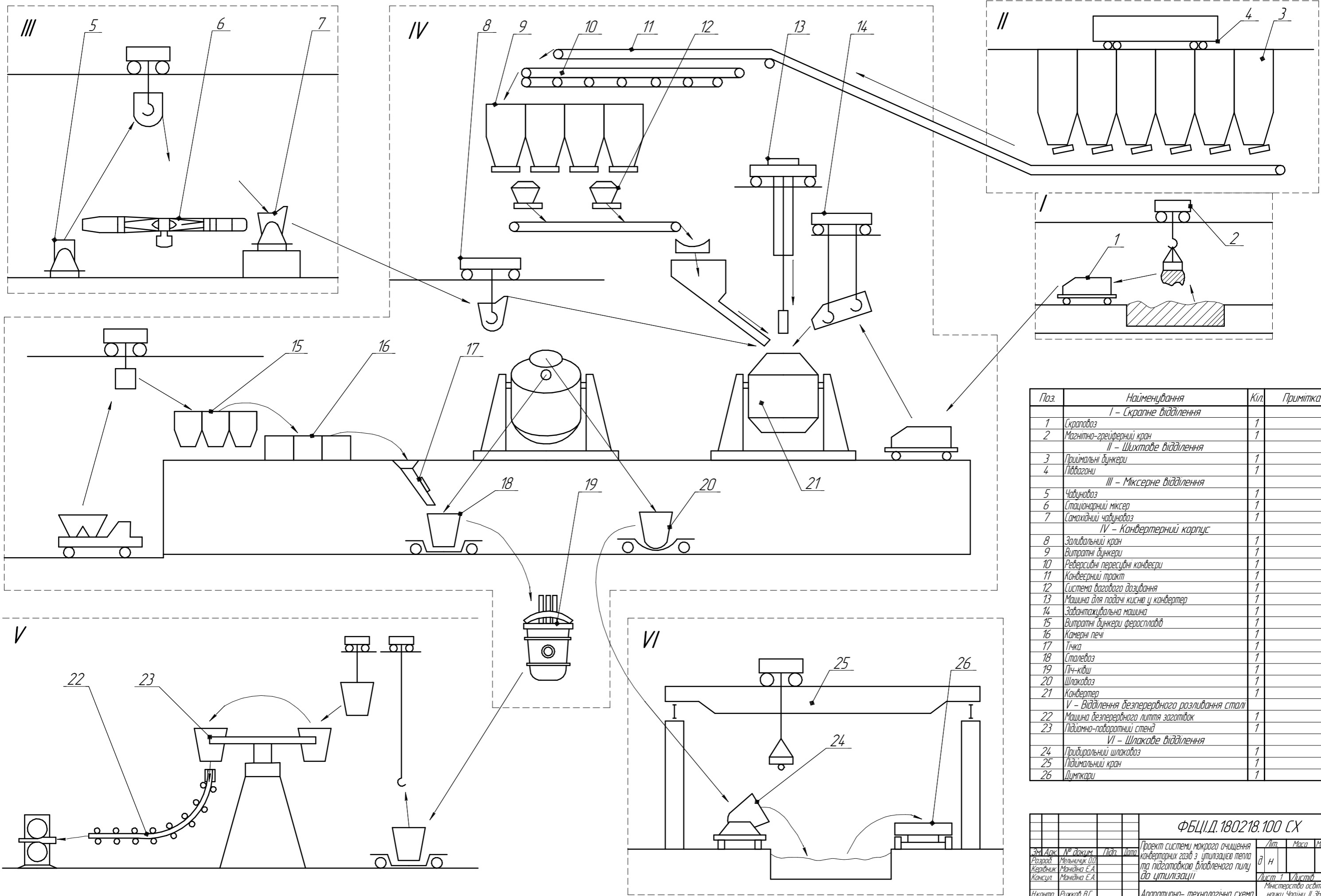
**ПЕРЕЛІК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ**

1. Балашов А.М. Возможные направления повышения эффективности современных электрофильтров. *Ростовский научный журнал*. 2017. № 8. С. 99-108.
2. Санев Ю.И. Обеспыливание газов электрофильтрами: монография. Семибратово: «КОНДОР-ЕКО», 2009. 163 с.
3. Фаррахова А.Т. Снижение вторичного уноса в электрофильтре установки регенерации отработанной серной кислоты. *Электронный журнал «Нефтегазовое дело»*. 2017. №4. С.180-193.
4. Обзор методов расчета электрофильтров: веб-сайт. URL: [http://www.gazoochistca.ru/main/5\\_5.htm](http://www.gazoochistca.ru/main/5_5.htm)] (дата звернення: 01.12.2018).
5. Новые установки электрогазоочистки экологического холдинга: веб-сайт. URL: [http://www.kondor-eco.ru/main/innov\\_02.htm](http://www.kondor-eco.ru/main/innov_02.htm) (дата звернення 01.12.2018).
6. Старк С.Б., Газоочистные аппараты и установки в металлургическом производстве: учебник для вузов. Изд. 2-е, перераб. и доп. Москва: Металлургия, 1990. 396 с.
7. Денисов С.И. Улавливание и утилизация пылей и газов: учеб. пособие для вузов. Москва: Металлургия, 1991. 320 с.
8. Тимонин А.С. Инженерно-экологический справочник. Т. 1: в качестве учеб. пособия. Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2003. 915 с.
9. Общая характеристика газоотводящих трактов: веб-сайт. URL: <https://metallurgy.zp.ua/obshhaya-harakteristika-gazootvodyashhih-traktov/> (дата звернення: 25.11.18).
10. Экология, очистка конвертерных газов: веб-сайт. URL: <https://metallurgy.zp.ua/ekologiya-ochistka-konverternyh-gazov/> (дата звернення: 25.11.18).
11. Воскобойников В.Г., Кудрин В. А., Якушев А. М. Общая металлургия: учебник для вузов. Москва: Академкнига, 2005. 767 с.

12. Авдеев В. А., Друян В. М., Кудрин Б. И. Основы проектирования металлургических заводов: справочник. Москва: Интернет Инжиниринг, 2002. 463 с.
13. Горохова В.А., Тубольцев Л.Г.. Экологические аспекты промышленной безопасности кислородно-конвертерного производства. Фундаментальные и прикладные проблемы черной металлургии: Сб. научн. тр. 2010. Вип. 22. С. 329-339.
14. Каталог продукції ТОВ «Беленергомаш-БЗЕМ»: веб-сайт. URL: [www.truboprovody.com/upload/iblock/06a/util.pdf](http://www.truboprovody.com/upload/iblock/06a/util.pdf) (дата звернення 03.12.2018).
15. Очистка конвертерных газов: веб-сайт. URL: <http://vysotka-ransionat.ru/Ochistka-konverternyh-gazov-1> (дата звернення: 25.11.18).
16. Теверовський Б.З. Расчёты устройств для очистки промышленных газов от пыли : учебное пособие. К. : УМК ВО, 1991. – 92 с.
17. Павлюк Ю.С. Повітродувні та насосні станції: Методичні вказівки до розрахунково-графічної роботи для студ. ЗДІА спец. 7.090401 спец. "Екологіч. аудит та охорона навколиш. середовища" всіх форм навчання. Запоріжжя : ЗДІА, 2007. 30 с.
18. Сталинский Д.В., Мантула В.Д., Эпштейн С.И. Анализ образования и роста карбонатных отложений в трубах Вентури газоочисток конвертеров и снижение их интенсивности. Сталь. 2013, № 10. С.98-102
19. Красавцев Г.И., Ильичев Ю.И., Кошуба А.И. Рациональное использование и защита водных ресурсов в черной металлургии . Москва: Металлургия, 1989. 285 с.
20. Жуков А.И., Монгайт И.Л., Родзиллер И.Д. Методы очистки производственных сточных вод. Москва: Стройиздат, 1977. 208 с.
21. Кожемякін Г.Б. Теоретичні основи та техніка захисту повітряного басейну: метод. вказівки до виконання курсового проекту та лабораторних робіт для студ. ЗДІА напряму 6.040106 "Екологія,

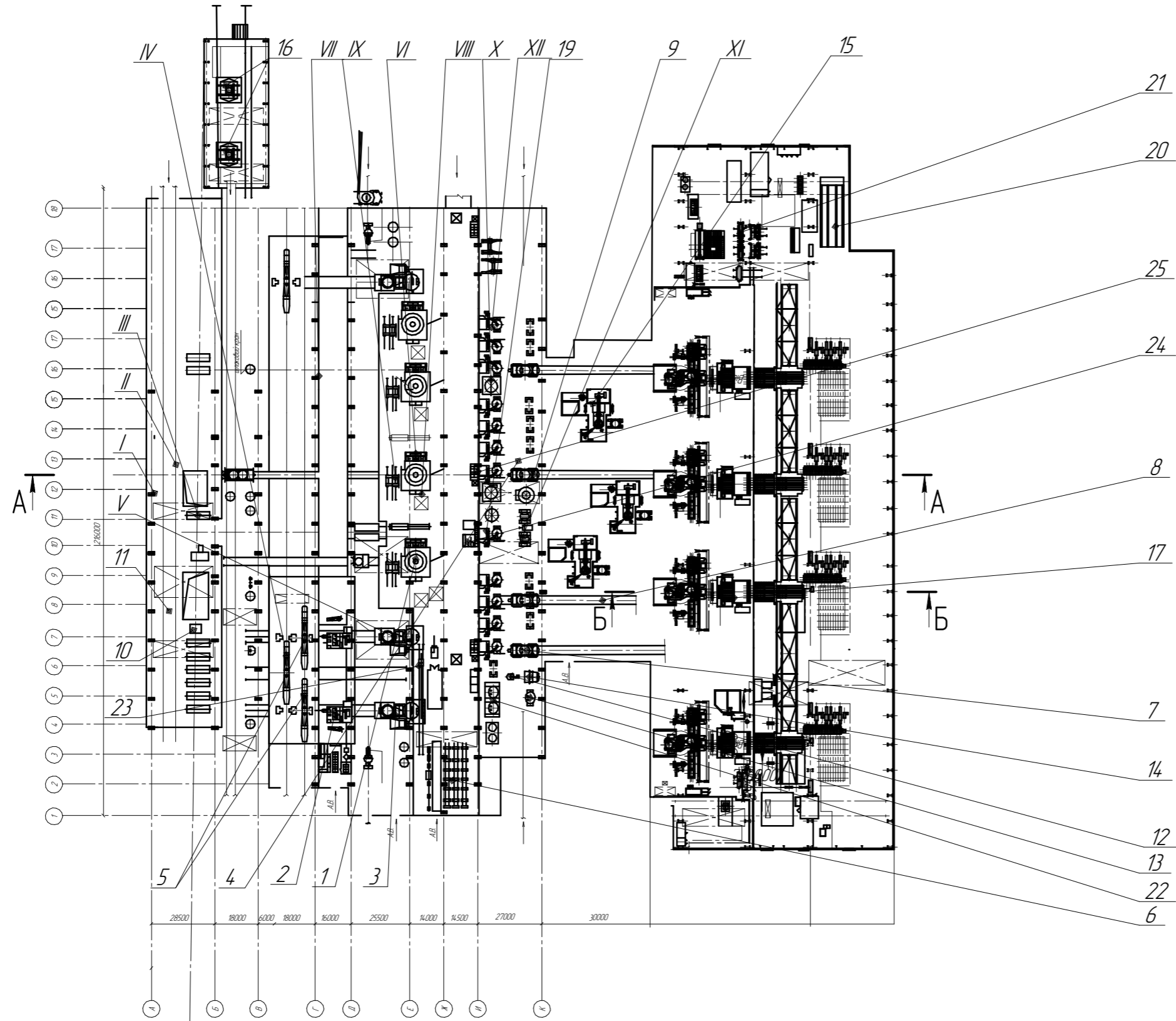
- охорона навкол. середовища та збалансоване природокористування". Запоріжжя : ЗДІА, 2011. 115 с.
22. Бринза В.Н., Зиньковский М. М. Охрана труда в черной металлургии: учебник для вузов. Москва: Металлургия, 1982. 336 с.
23. Зиньковский М.М. Охрана труда в конверторном производстве: учебник для вузов. Москва: Металлургия, 1973. 151 с.
24. Державні санітарні норми. ДСН 3.3.6.037-99. Санітарні норми виробничого шуму, ультразвуку та інфразвуку/ М-во охорони здоров'я України. Головне сан.-епідем. упр. Київ, 1999. 34 с.
25. 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.
26. Белоконь К.В., Манідіна Є.А. Методичні вказівки до виконання дипломних робіт (проектів) за освітньо-кваліфікаційним рівнем «Магістр» для студентів ЗДІА спеціальності 183 «Технології захисту навколишнього середовища» денної та заочної форми навчання. Запоріжжя: ЗДІА, 2018. 64 с.
27. Стефанов Е.Ф. Вентиляция и кондиционирование воздуха. Санкт-Петербург: издательство «АВОК СЕВЕРО-ЗАПАД», 2005. 400 с.
28. Крупнов Б.А., Шарафудинов Н.С. Руководство по проектированию систем отопления, вентиляции и кондиционирования воздуха. Москва – вена. 2008, 219 с.
29. Беренда Н.В., Троїцька О.О, Манідіна Є.А. Техніко-економічне обґрунтування проектних рішень: навч.-метод. посібник для студ. ЗДІА спец. 183 "Технології захисту навколишнього середовища", 263 "Цивільна безпека" всіх форм навчання. Запоріжжя : ЗДІА, 2018. 196 с.
30. Вентилятор мельничный ВМ-180/1100 (тягодутьева машина): веб-сайт. URL: <https://prom-vent.com.ua/p754135004-ventilyator-melnichnyj-1801100.html> (дата звернення 01.12.2018).

# Апаратно-технологічна схема киснево-конвертерного виробництва



Поз.	Найменування	Кіл.	Примітка
<b>I - Скрапове відділення</b>			
1	Скраповоз	1	
2	Магнітно-грейферний кран	1	
<b>II - Шихтове відділення</b>			
3	Примальні дункери	1	
4	Підвагани	1	
<b>III - Міксерне відділення</b>			
5	Чадуновоз	1	
6	Стандартний міксер	1	
7	Самохідний чадуновоз	1	
<b>IV - Конвертерний корпус</b>			
8	Заливний кран	1	
9	Витратні дункери	1	
10	Реверсивні пересувні конвеєри	1	
11	Конвеєрний тракт	1	
12	Система вагів та дозування	1	
13	Машина для подачі кисню у конвертер	1	
14	Забантажувальна машина	1	
15	Витратні дункери феросплавів	1	
16	Камерні печі	1	
17	Тичка	1	
18	Сталеваз	1	
19	Піч-квш	1	
20	Шлаковоз	1	
21	Конвертер	1	
<b>V - Відділення безперервного розливання сталі</b>			
22	Машина безперервного лиття заготовок	1	
23	Підіймаю-підаротний стенд	1	
<b>VI - Шлакове відділення</b>			
24	Прибиральний шлаковоз	1	
25	Підіймальний кран	1	
26	Цимкари	1	

				<b>ФБЦ.Д. 180218.100 СХ</b>			
Знак	№ доки	Підп.	Штаб	Проект системи мажорного очищення конвертерних газів з утилізацією тепла та підготовкою вловленого пилю до утилізації	Лист	Маса	Маштаб
Розроб.	Мельничук О.П.				д	н	
Керівник	Мандрина Е.А.				Лист 1 / Усього 9		
Консульт.	Мандрина Е.А.				Міністерство освіти і науки України, ІІ ЗНУ, код ПЕОП за ЗНУ-18-1м2		
Начальник	Рижков В.Г.			Апаратно-технологічна схема			
Затв.	Коханевич Г.Б.						



Поз.	Найменування	Кіл.	Прим.
1	Кисневий конвертер місткістю 160 т.	4	
2	Установка десульфурації чавуну	1	
3	Установка скачування шлаку	3	
4	Чавундоз самохідний зі зважувальним пристроєм і механізмом нахилу заливального ковша	2-4	
5	Ковші для чавуну, 140 т	2-4	
6	Сталевіз самохідний зі зважувальним пристроєм	3	
7	Сталевіз самохідний для двох ковшів	1	
8	Шлаковіз самохідний об'ємом	3	
9	Скrapовіз самохідний для двох совків	2	
10	Ваги для зважування совків з ломом	2	
11	Ваги для зважування легуючих	2	
12	Телескопічний підйомник	1	
13	Візок дамкратний	1	
14	Дамкратний пристрій	1	
15	Установка піч-ковш	3	
16	Міксер	2	
17	Машина безперервного лиття заготовок (МБ/ЛЗ)	4	
18	Візок самохідний для проміжних ковшів	1	
19	Пристрій для сушіння і високотемпературного нагріву сталерозливних ковшів	4	
20	Машина для набивки футеровки сталерозливних ковшів	1	
21	Пристрій сушки проміжних ковшів	2	
22	Пристрій охолодження сталерозливних ковшів	1	
23	Пристрій нагріву і сушки металевих ковшів	1	
24	Машина ломки футеровки конвертерів	1	
25	Машинна ломка футеровки сталерозливних ковшів	1	
Підйомно-транспортне устаткування			
I	Кран мостовий електричний з поворотним візком	2	
II	Кран магнітно-грейферний	2	
III	Кран мостовий електричний	2	
IV	Кран заливний (розливний)	2	
V	Кран мостовий електричний ломазавалочний	1	
VI	Кран підвісний однобалочний	2	
VII	Кран підвісний однобалочний	1	
VIII	Кран мостовий електричний	1	
IX	Кран мостовий електричний	2	
X	Кран мостовий електричний	1	
XI	Кран консольний	1	
XII	Кран мостовий електричний	2	
XIII	Кран мостовий електричний	3	
XIV	Кран мостовий електричний з поворотним візком	1	

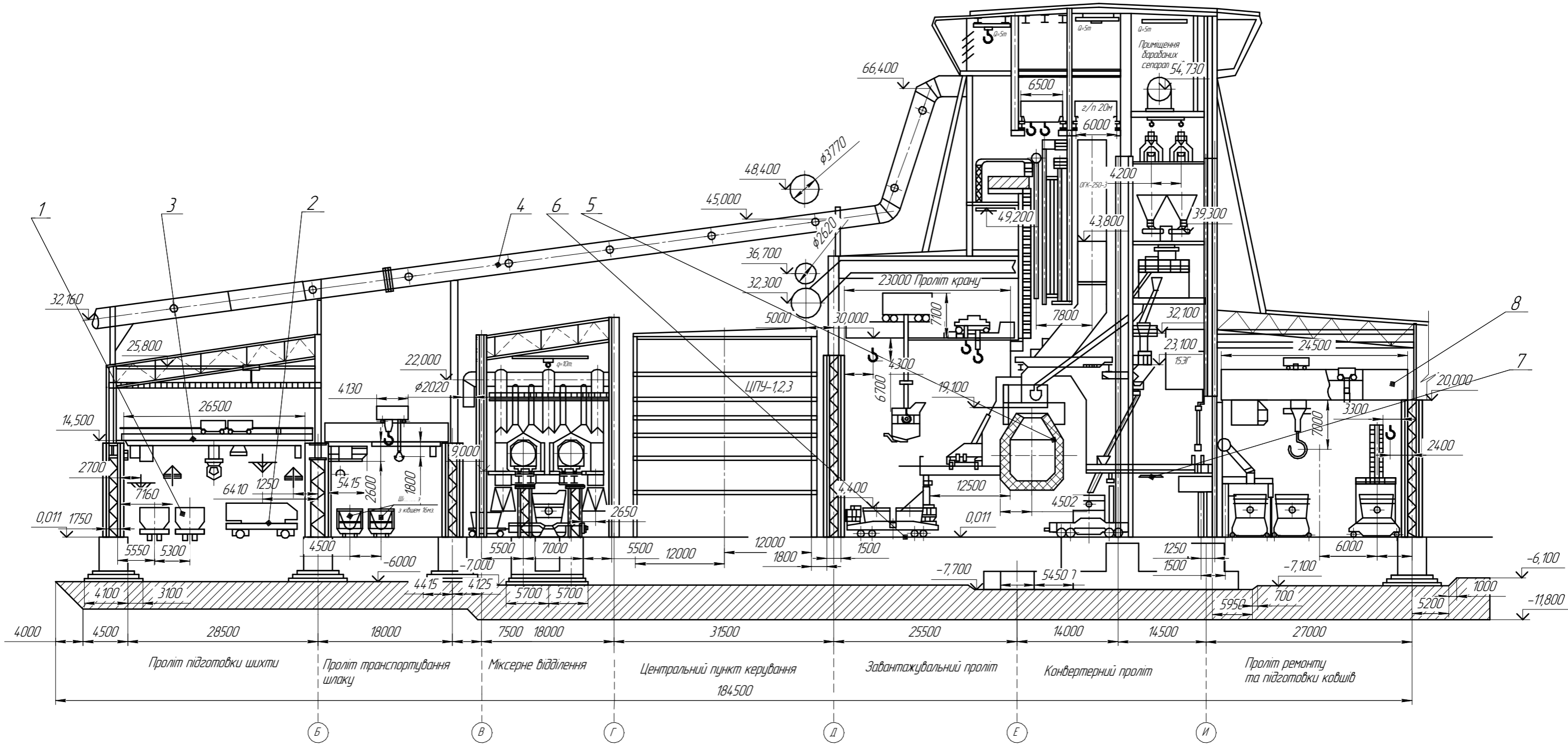
Лист № 1  
Лист № 2  
Лист № 3  
Лист № 4  
Лист № 5  
Лист № 6  
Лист № 7  
Лист № 8  
Лист № 9  
Лист № 10  
Лист № 11  
Лист № 12  
Лист № 13  
Лист № 14  
Лист № 15  
Лист № 16  
Лист № 17  
Лист № 18  
Лист № 19  
Лист № 20  
Лист № 21  
Лист № 22  
Лист № 23  
Лист № 24  
Лист № 25  
Лист № 26  
Лист № 27  
Лист № 28  
Лист № 29  
Лист № 30  
Лист № 31  
Лист № 32  
Лист № 33  
Лист № 34  
Лист № 35  
Лист № 36  
Лист № 37  
Лист № 38  
Лист № 39  
Лист № 40  
Лист № 41  
Лист № 42  
Лист № 43  
Лист № 44  
Лист № 45  
Лист № 46  
Лист № 47  
Лист № 48  
Лист № 49  
Лист № 50

**ФБЦ.Д.180218.200 ЗВ**

Зм. Арк.	№ док.	Підп.	Дата	Проект системи макрого очищення конверторних газів з утилізацією тепла та підготовкою вловленого пилу до утилізації	Лит.	Маса	Маштаб
Розроб.	Мельничук О.П.				д	н	1:100
Керівник	Мандина Е.А.				Лист 2 з 9		
Консульт.	Мандина Е.А.			Міністерство освіти і науки України, ІІ ЗНУ, каф. ПЕОТ, др. ЗНУ-18-1мд			
Начальн. Зопб	Рижков В.Г.			План киснево-конвертерного цеху			
	Кожухович Г.Б.						



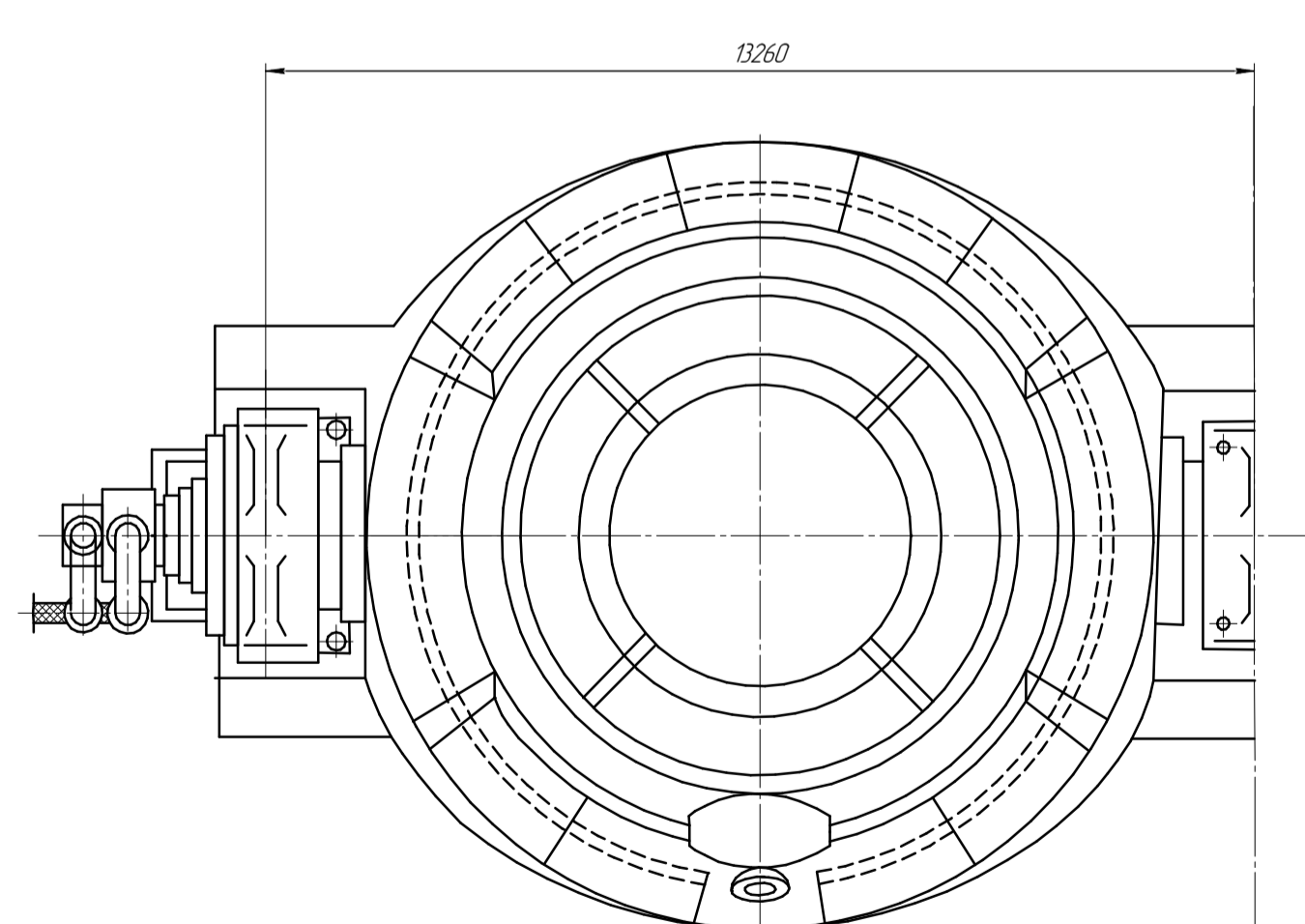
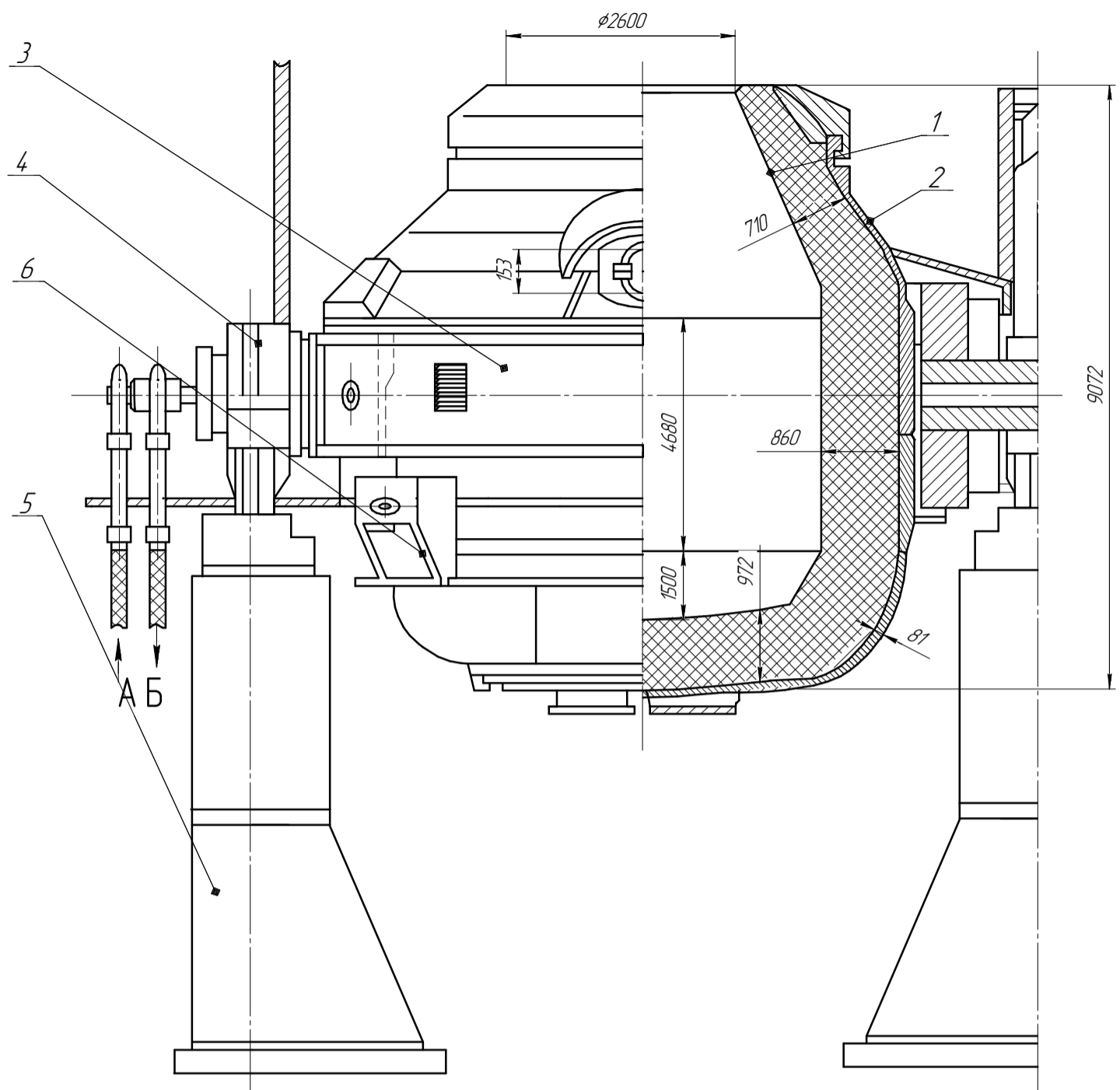
A-A



Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка
1	ФБЦ.Д.180218.301	Совки для скрапу	1	
2	ФБЦ.Д.180218.302	Скраповіз для двох совків	1	
3	ФБЦ.Д.180218.303	Кран магнітно-грейферний	1	
4	ФБЦ.Д.180218.304	Газовідвідний тракт конвертерних газів	1	
5	ФБЦ.Д.180218.305	Конвертер	1	160 т
6	ФБЦ.Д.180218.306	Самохідний шлаковіз	1	
7	ФБЦ.Д.180218.307	Кришка сталева	1	
8	ФБЦ.Д.180218.308	Кран мастовий електричний ливарний	1	

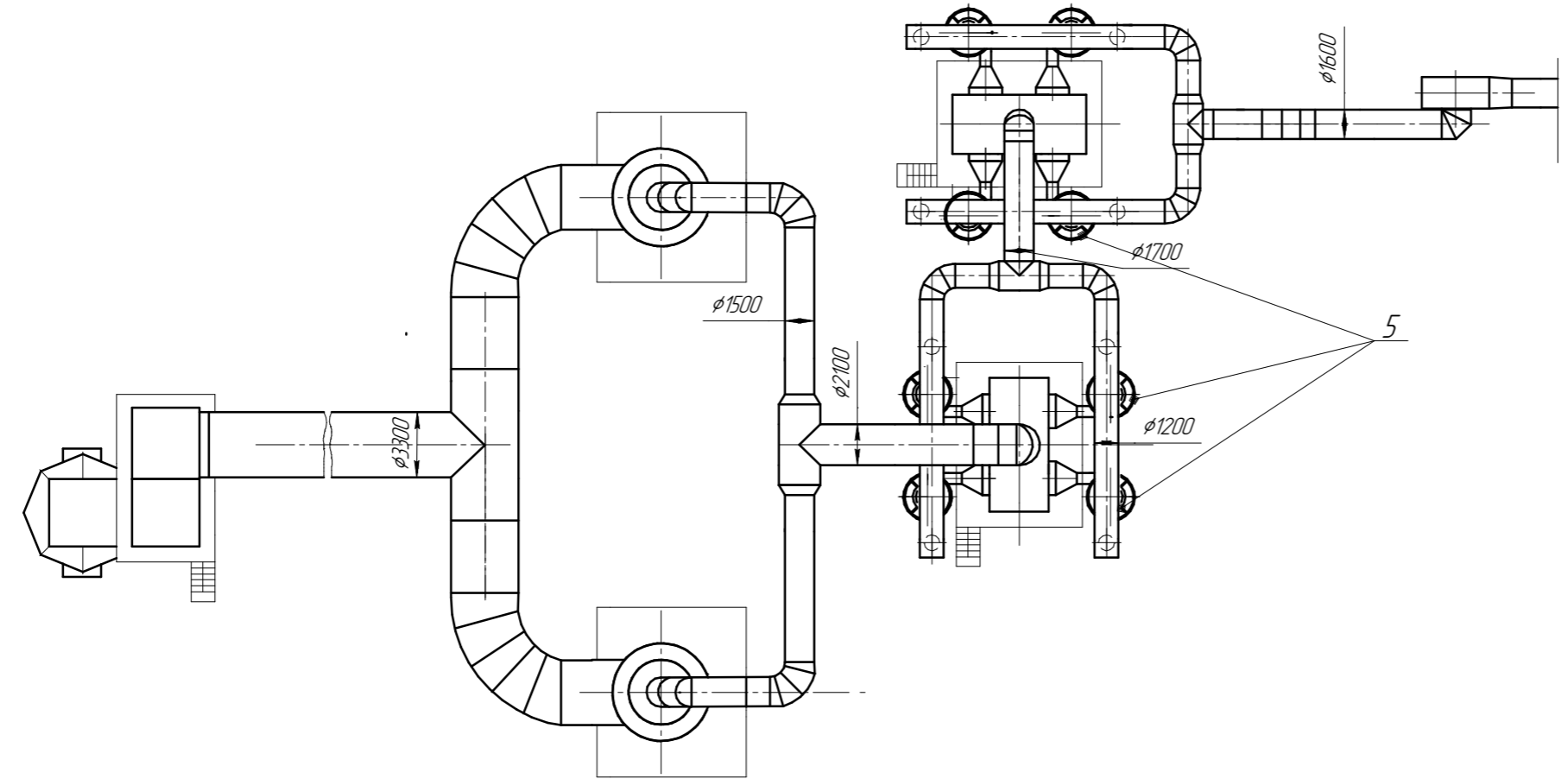
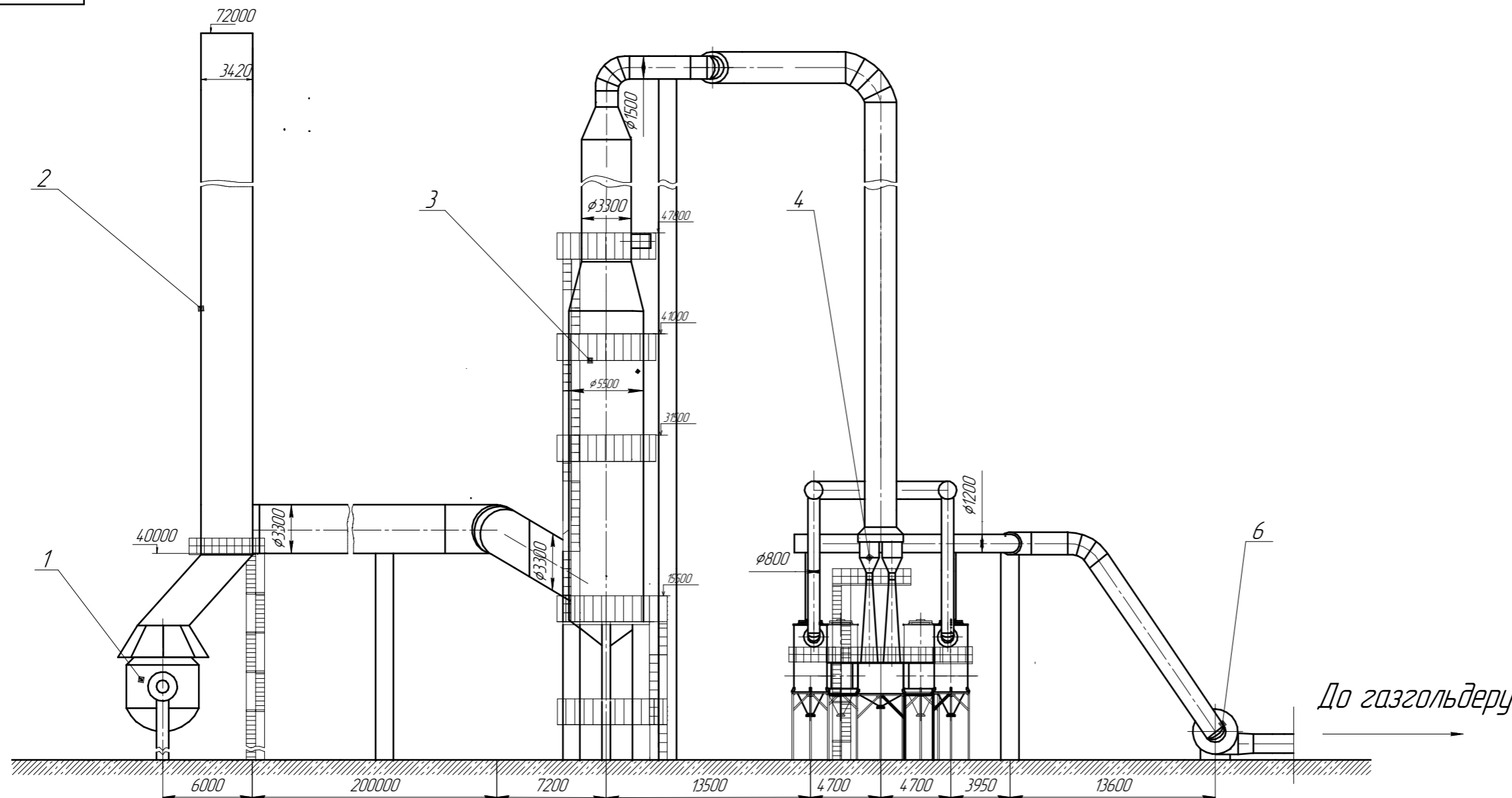
ФБЦ.Д.180218.300 ЗВ				
Зм. Арк.	№ док.	Підп.	Дата	Проект системи макроочиснення конвертерних газів з утилізацією тепла та підготовкою вловленого пилу до утилізації
Розроб.	Мельничук О.П.			Лист 3
Керівник	Мандіна Е.А.			Листів 9
Консульт.	Мандіна Е.А.			Міністерство освіти і науки України, ІІ ЗНУ, каф. ПЕОП, гр. ЗНХ-18-1мд
Начальник	Рижков В.Г.			
Затв.	Кожухович Г.Б.			



Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка
1	ФБЦІ.Д.180218.4.01	Литий шолом	1	
2	ФБЦІ.Д.180218.4.02	Корпус конвертору	1	
3	ФБЦІ.Д.180218.4.03	Зварні сектори	2	
4	ФБЦІ.Д.180218.4.04	Цапфи	2	
5	ФБЦІ.Д.180218.4.05	Опори конвертору	2	
6	ФБЦІ.Д.180218.4.06	Нижній кранштейн	8	

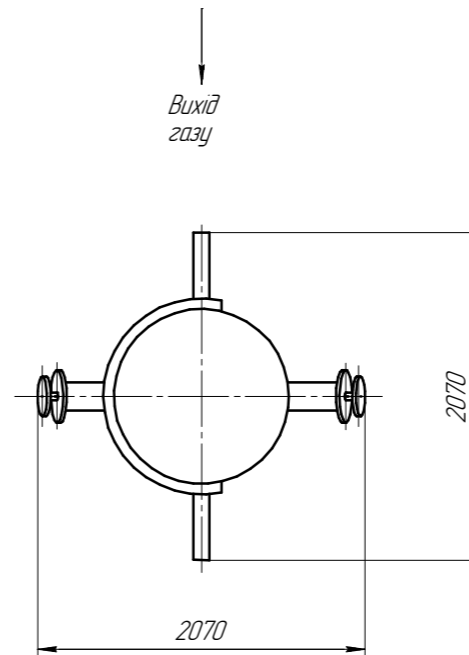
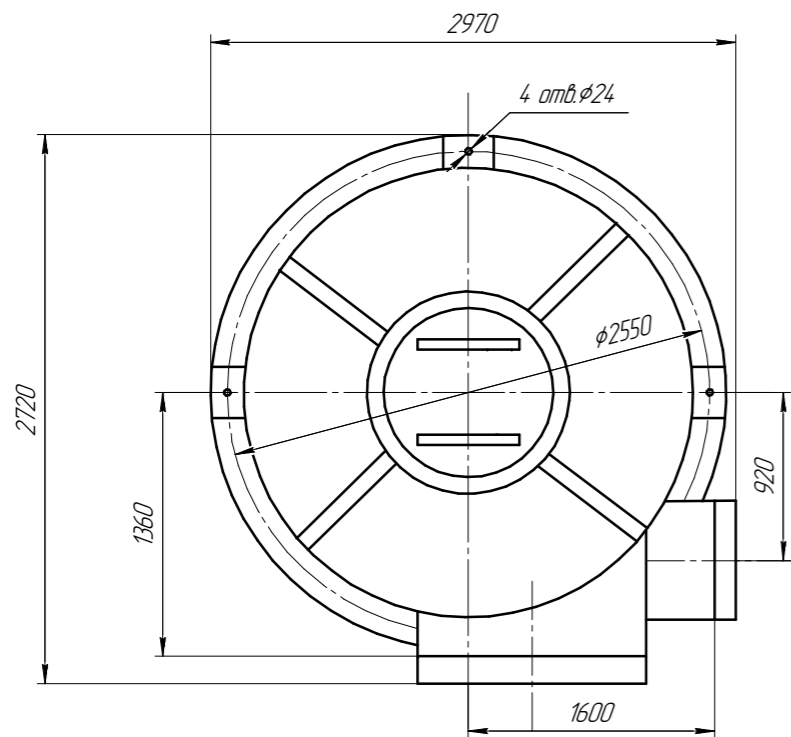
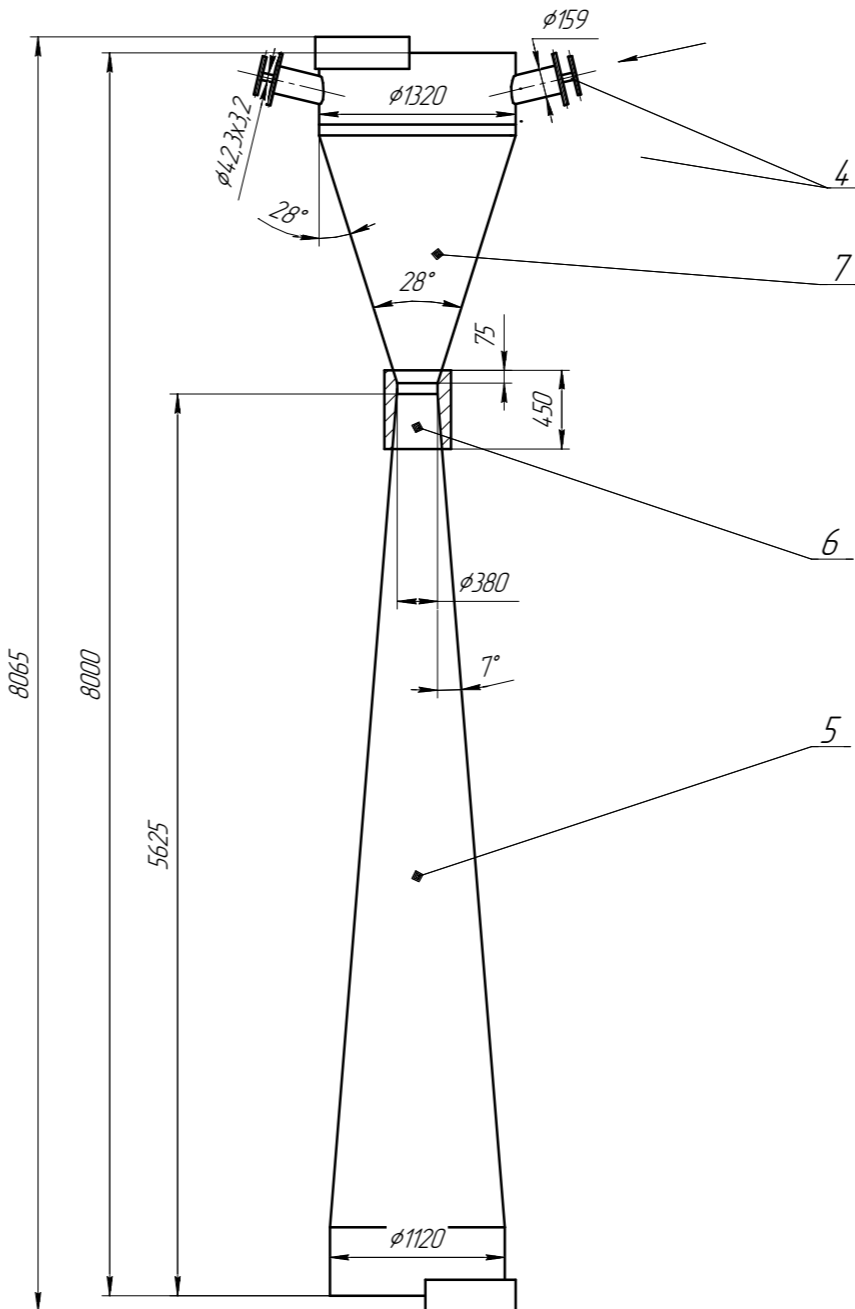
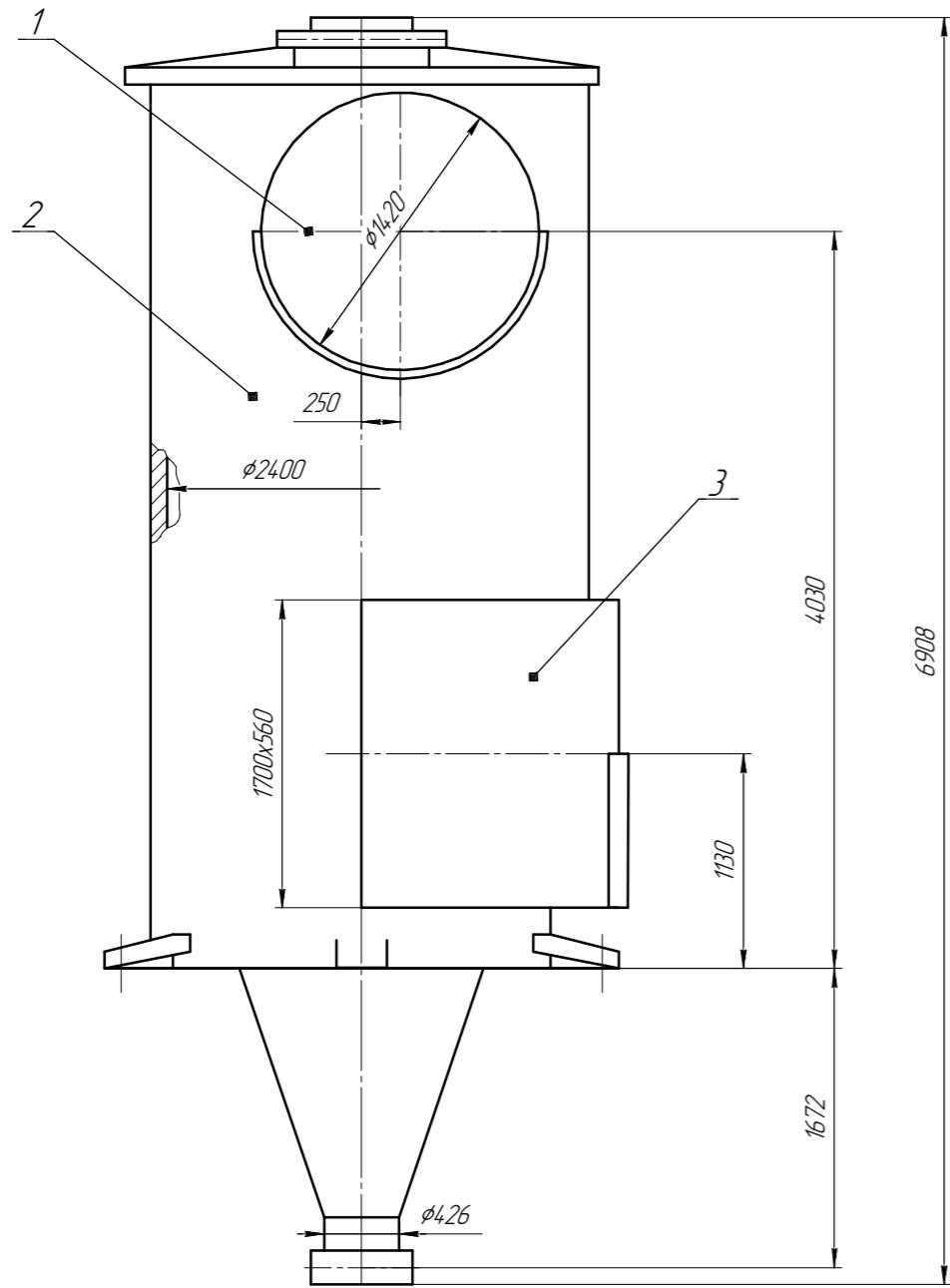
  

<b>ФБЦІ.Д.180218.4.00 ЗВ</b>				
Зм. Акт	№ док.м.	Підп.	Дата	Проект системи макроого очищення конверторних газів з утилізацією тепла та підготовкою вловленого пилу до утилізації
Розроб.	Мельничук О.В.			
Керівник	Мандіна Е.А.			
Консил.	Мандіна Е.А.			
Начальн.	Рижков В.Г.			Кисневий конвертер 160 т
Залб.	Коржовик Г.Б.			Літ. Масса Машиноб. 150 Лист 4. Листів 9 Міністерство освіти і науки України, ІІ ЗНУ, каф. ПЕОП та ЗНС-18-1мд



Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка
1	ФБЦ.Д.180218.501	Конвертер	1	160 т
2	ФБЦ.Д.180218.502	Котел-утилизатор	1	ОКГ-250-2
3	ФБЦ.Д.180218.503	Поразнистий скрубдер	2	АКРП-55
4	ФБЦ.Д.180218.504	Труба Вентури	8	ГВПВ-0140-01
5	ФБЦ.Д.180218.505	Крaплевловляч	8	КЦТ-2200
6	ФБЦ.Д.180218.506	Димотяг	1	ВМ-180/1100-1
<b>ФБЦ.Д.180218.500 ЗВ</b>				
Проект системи макроого очищення конвертарних газів з утилізацією тепла та підготовкою вловленого пилу до утилізації				
Зм.	Лист	№ док.	Лист	Лист
Розроб.	Мельничук О.О.			
Керівник	Мачайна Е.А.			
Консульт.	Мачайна Е.А.			
Начальник	Рижков В.Г.			
Затв.	Кожухович Г.Б.			
				Лист 5 / Листів 9
				Міністерство освіти і науки України, ІНЗУ, каф. ТЕОТ за. ЗНС-18-1м2
Копіював				

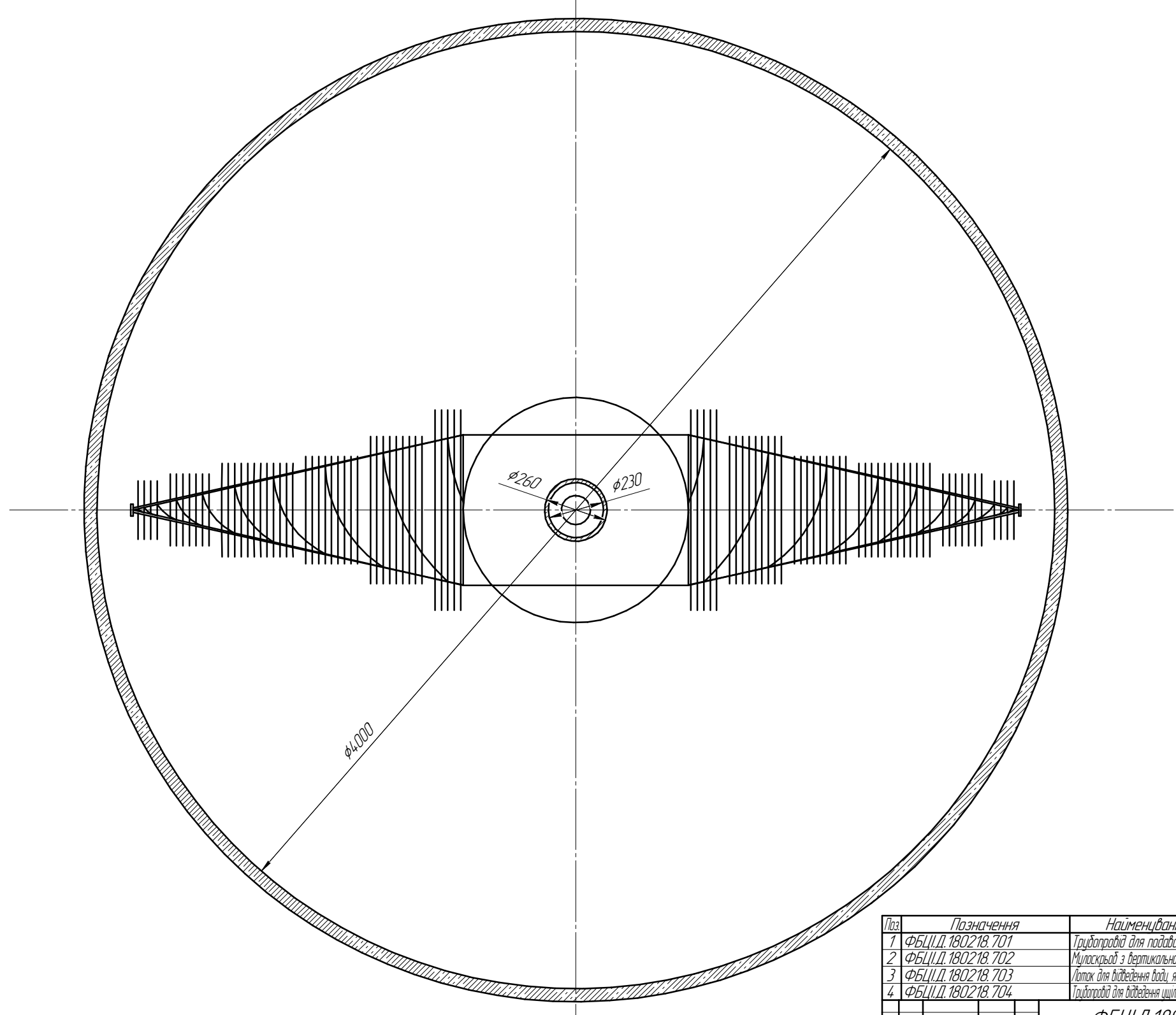
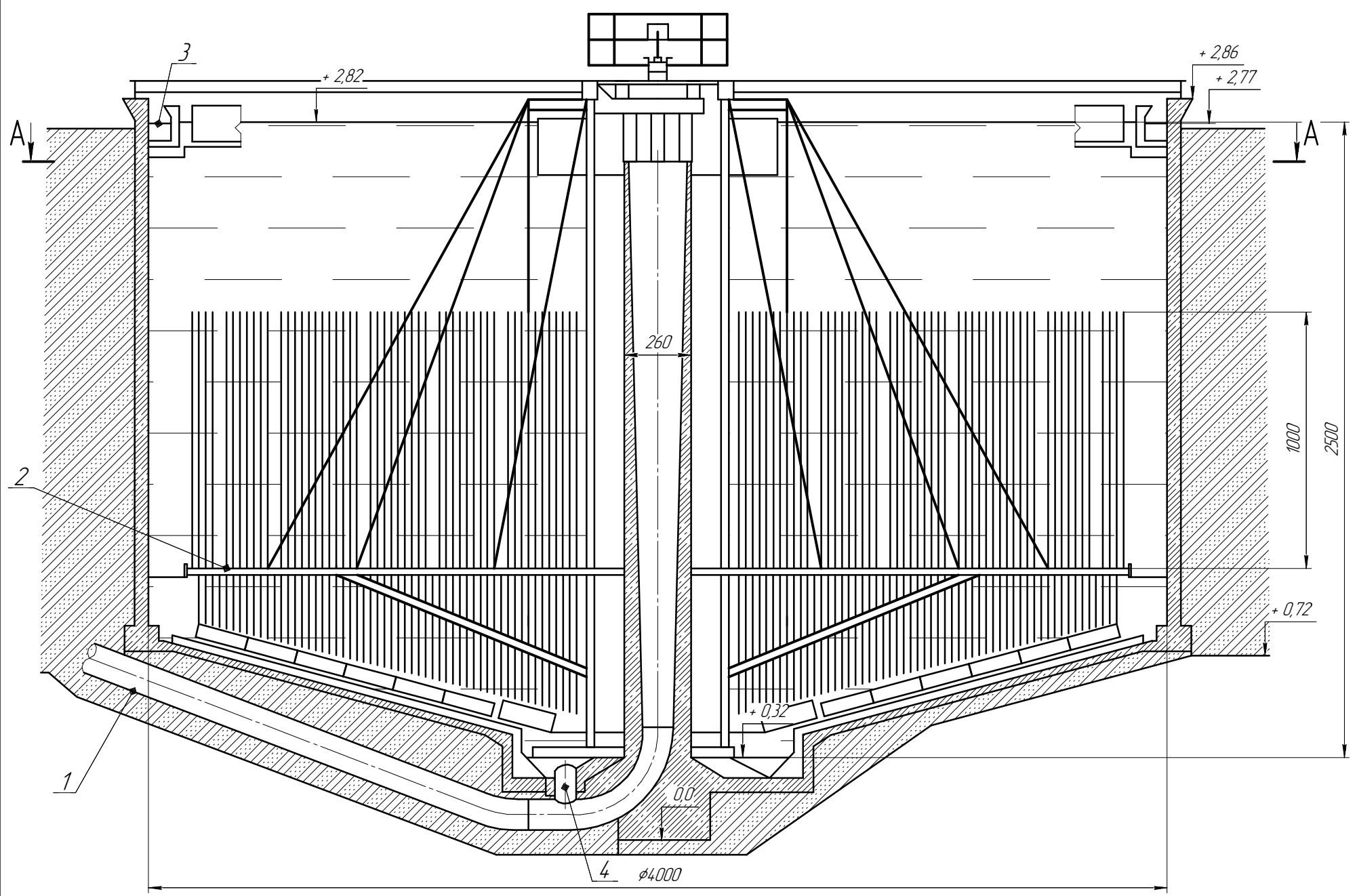
Лист 5 / Листів 9  
 Мін. № 180218.500  
 Взам. № 180218.500  
 Титул. і дата  
 Стор. №  
 Лист 5 / Листів 9  
 Лист 5 / Листів 9



Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка
1.	ФБЦІ.Д.180218.601	Вихідний патрубок	1	
2.	ФБЦІ.Д.180218.602	Корпус	1	
3.	ФБЦІ.Д.180218.603	Вхідний патрубок	1	
4.	ФБЦІ.Д.180218.604	Штицер подавання зрощувальної рідини	1	
5.	ФБЦІ.Д.180218.605	Дифузор	1	
6.	ФБЦІ.Д.180218.606	Горловина	1	
7.	ФБЦІ.Д.180218.607	Конфузор	1	

ФБЦІ.Д.180218.600 ЗВ				
Зм. Арк.	№ док.	Підп.	Штук.	Проект системи макроого очищення конверторних газів з утилізацією тепла та підготовкою владненого пилу до утилізації
Розроб.	Мельничук О.П.			Лист 6 Листів 9 Міністерство освіти і науки України, ІІ ЗНУ, каф. ПЕОТ, гр. ЗНХ-18-1мд
Керівник	Мандіна Е.А.			
Консил.	Мандіна Е.А.			
Начальн.	Рижков В.Г.			Скрубер Вентурі
Затв.	Коханяк Г.Б.			

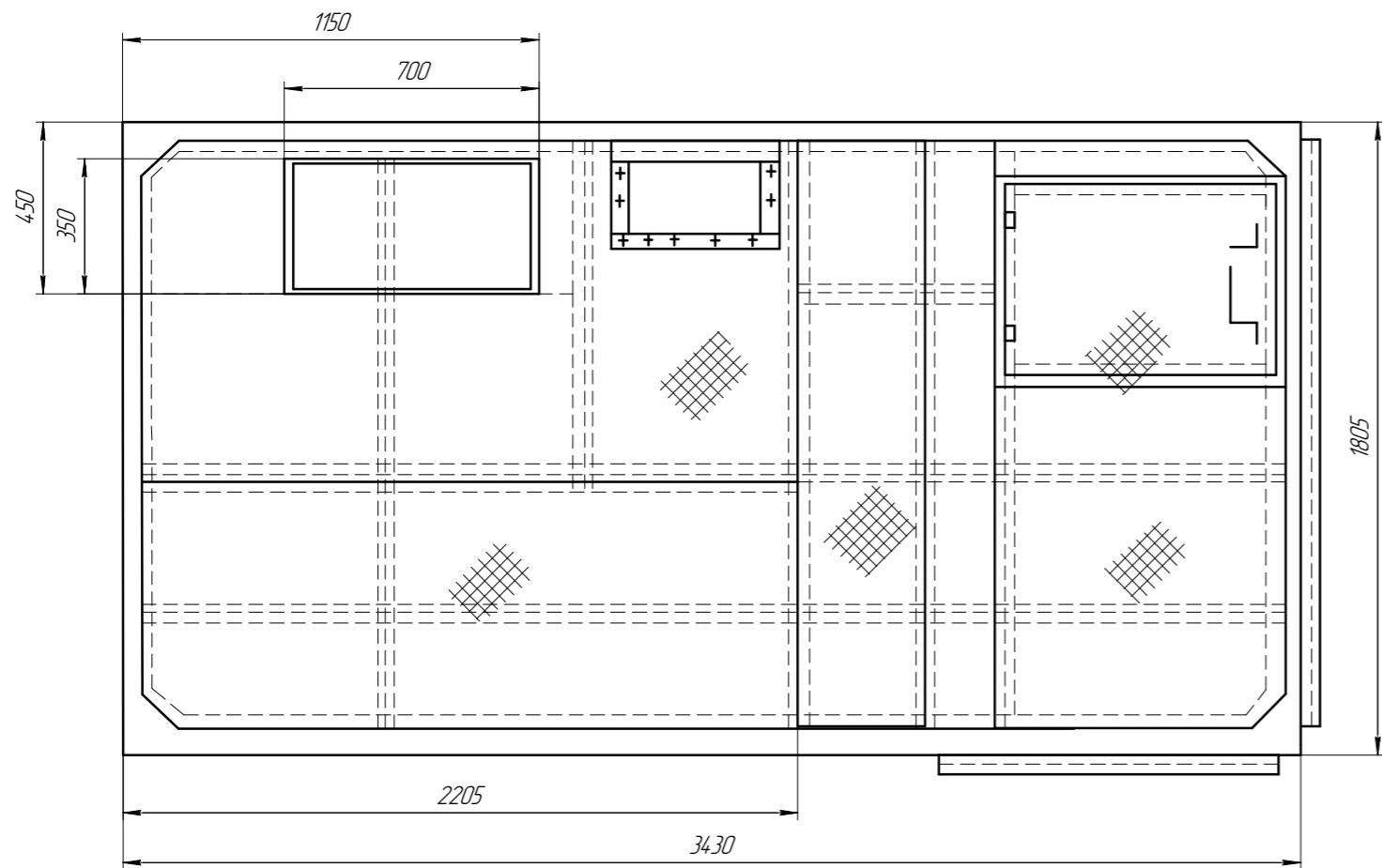
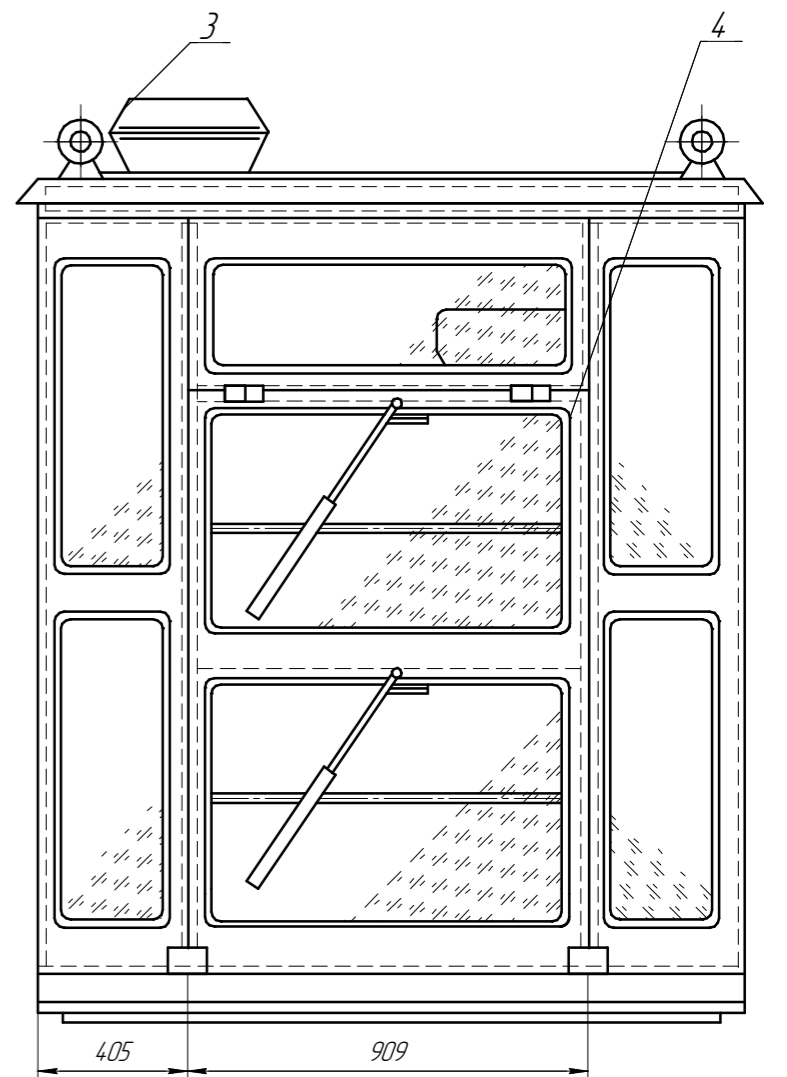
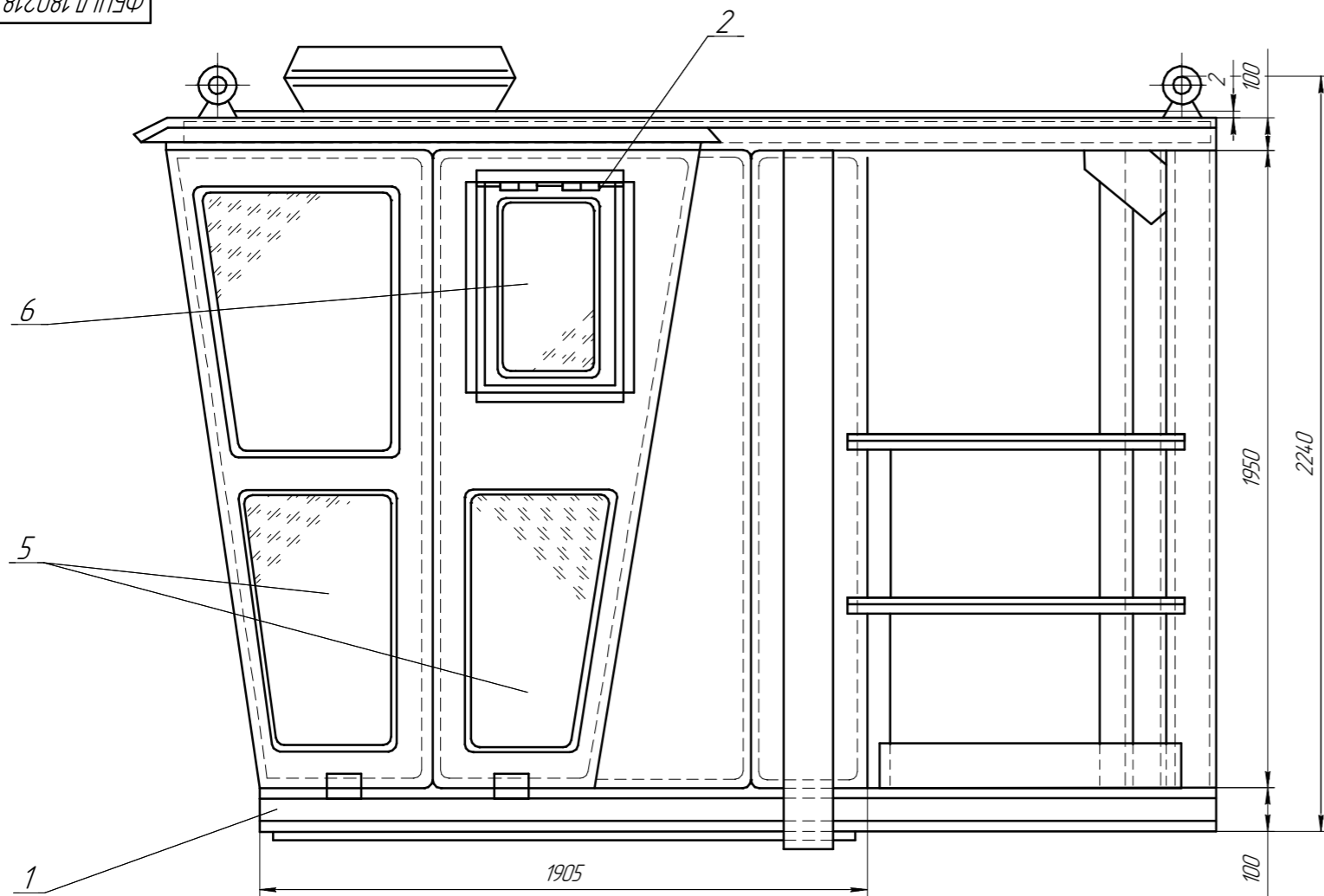


Лист № 7  
 Вид № 1  
 Дата  
 Проект №  
 Назначение

Поз	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка
1	ФБЦ.Д.180218.701	Трубопровід для подавання осаду	1	
2	ФБЦ.Д.180218.702	Муфтовий з вертикальною решіткою	1	
3	ФБЦ.Д.180218.703	Лоток для відведення води, яка освітлена	1	
4	ФБЦ.Д.180218.704	Трубопровід для відведення щільного осаду	1	

<b>ФБЦ.Д.180218.700.3В</b>				
Проект системи макроого очищення конденсатних газів з утилізацією тепла та підготовкою вловленого пилу до утилізації				
Зм. Арх.	№ док.	Підп.	Дата	Лит
Розроб.	Мельничук О.О.			Маса
Керівник	Мандина Е.А.			Маштаб
Консил.	Мандина Е.А.			1:10
Н.контр.	Рижков В.Г.			Лист 7
Затв.	Кожмак Г.В.			Листів 9
Звушувач Ц-4				
Міністерство освіти і науки України, ІІ ЗНУ, каф. ПЕОТ до. ЗНУ-18-1мв				
Формат А1				



Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка
1	ФБЦ.Д.180218.801	Основа кабінки	1	
2	ФБЦ.Д.180218.802	Забіса	1	
3	ФБЦ.Д.180218.803	Кондиціонер	1	
4	ФБЦ.Д.180218.804	Передні вікна	1	
5	ФБЦ.Д.180218.805	Бічні вікна	1	
6	ФБЦ.Д.180218.806	Кватирка	1	

<b>ФБЦ.Д.180218.800 ЗВ</b>			
Зм. Арк.	№ док.	Підп.	Дата
Розроб.	Мельничук О.П.		
Керівник	Мандіна Е.А.		
Консульт.	Мандіна Е.А.		
Начальник	Рижков В.Г.		
Затв.	Кожухович Г.Б.		

Проект системи макроого очищення концентратних газів з утилізацією тепла та підготовкою вловленого пилу до утилізації

Теплоізоляційний пост керування

Лист 8 з 9

Міністерство освіти і науки України, ІІ ЗНУ, каф. ПЕОП, зв. ЗНУ-18-1мд

Маса 1:10

# ОСНОВНІ ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНІ ПОКАЗНИКИ СИСТЕМИ ОЧИЩЕННЯ КОНВЕРТОРНИХ ГАЗІВ

ФБЦІ.Д.170306.900 ТБ

Показники	Одиниці виміру	Базовий	Проектний
Річна продуктивність газоочисної установки	млн. м <sup>3</sup>	1344	1344
Початкова запыленість	г/м <sup>3</sup>	160	160
Кінцева запыленість	г/м <sup>3</sup>	0,009	0,009
Кількість вловленого пилу	т/рік	215007,11	215007,11
Кількість утилізованого пилу	т/рік	193506,4	193506,4
Капітальні вкладення	тис. грн	34399	40267,5
Електроенергія	тис.грн/рік	25480,46	24850,44
Водопостачання	тис.грн/рік	3326,4	3326,4
Економія від утилізації пилу	тис.грн/рік	4233,36	4233,6
Економія від утилізації тепла та хімічної енергії газу	млн.грн/рік	0,8	5,600
Загальні експлуатаційні витрати	тис. грн	29977,086	28219,32
Загальні експлуатаційні витрати з урахуванням утилізації пилу та газу	тис. грн	24043,73	18385,72
Термін окупності капітальних вкладень	рік	–	3,34
Коефіцієнт економічної ефективності капітальних вкладень	грн/(грн рік)	–	0,30

				ФБЦІ.Д.180218.900 ТБ			
ЗМ. Ажк.	№ док.м.	Підп.	Дата	Проект системи макрого очищення конверторних газів з утилізацією тепла та підготовкою вловленого пилу до утилізації	Лист	Маса	Маштаб
Розроб.	Мельничук О.В.				9		
Керівник	Мандіна Е.А.				Лист 9	Листів 9	
Консил.	Мандіна Е.А.				Міністерство освіти і науки України, ІІ ЗНУ, каф. ПЕОТ, гр. ЗНУ-18-1м2		
Начальн.	Рижков В.Г.			Основні техніко-економічні показники			
Затв.	Корчак Г.Б.						