

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка 106 стор; 2 рис.; 41 табл.; 12 посилань; 4 додатки.

Розроблено проект відділення парової конверсії природного газу цеху синтезу аміаку. В проекті обґрунтовано вибір способу виробництва технологічного синтез-газу. Наведено характеристики сировини, а також технічні вимоги до готової продукції – конвертованого газу.

Обґрунтовано норми технологічних режимів, наведена технологічна схема процесу та її опис. Розраховано матеріальний і тепловий баланси виробництва. Розраховано багаторядну трубчасту піч парової конверсії метану. На підставі розрахунків обрано основне та допоміжне обладнання у відповідності із заданою потужністю виробництва. Наведено схему автоматичного контролю і керування процесом, розроблено економіко-організаційну частину проекту, наведено характеристику викидів виробництва та технічні рішення з охорони довкілля.

ПРИРОДНИЙ ГАЗ, КОНВЕРТОВАНИЙ ГАЗ, РЕАКЦІЙНА ТРУБА,
МАТЕРІАЛЬНИЙ БАЛАНС, ТЕПЛОВИЙ БАЛАНС, БАГАТОРЯДНА
ТРУБЧАТА ПІЧ, РЕАКТОР ГІДРУВАННЯ, ВИКОНАВЧИЙ МЕХАНІЗМ,
ОБОРОТНІ ФОНДИ, ЕКОЛОГІЧНІ ПЛАТЕЖІ

РЕФЕРАТ

Пояснительная записка 106 стр.; 2 рис.; 41 табл.; 12 ссылок; 4 приложения.

Разработан проект отделения паровой конверсии природного газа цеха синтеза аммиака. В проекте обоснован выбор способа производства технологического синтез-газа. Приведены характеристики сырья, а также технические требования к готовой продукции – конвертированного газа.

Обоснованы нормы технологических режимов, приведена технологическая схема процесса и ее описание. Рассчитаны материальный и тепловой балансы производства. Рассчитано многорядную трубчатую печь паровой конверсии метана. На основании расчетов выбрано основное и вспомогательное оборудования в соответствии с заданной мощностью производства. Приведена схема автоматического контроля и управления процессом, разработана экономико-организационная часть проекта, приведена характеристика выбросов производства и технические решения по охране окружающей среды.

ПРИРОДНЫЙ ГАЗ, КОНВЕРТИРОВАННЫЙ ГАЗ, РЕАКЦИОННАЯ ТРУБА, МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС, ТЕПЛОВЫЙ БАЛАНС, МНОГОРЯДНАЯ ТРУБЧАТАЯ ПЕЧЬ, РЕАКТОР ГИДРИРОВАНИЯ, ИСПОЛНИТЕЛЬНЫЙ МЕХАНИЗМ, ОБОРОТНЫЕ ФОНДЫ, ЭКОЛОГИЧЕСКИЕ ПЛАТЕЖИ

ABSTRACT

The explanatory note: 106 p.; 2 ill.; 41 tables; 12 references; 4 appendices.

A project office steam reforming of natural gas for ammonia synthesis plant was developed. In the draft, the choice of mode of production technology of synthesis gas was proved. Characteristics of raw materials and technical requirements for finished products – converted gas were given.

The standards of technological regimes were proved, the flowsheet of the process and its description were given. The material and heat balance of production were calculated. The multilayered tubular furnace steam reforming of methane was calculated. Based on the calculation were chosen key and ancillary equipment in accordance with a given power output. The scheme of automatic control and process control were given, the economic organization of the project was developed, the characteristics of emissions and technical solutions for environmental protection were given.

NATURAL GAS, CONVERTIBLE GAS, REACTION TUBE, MATERIAL
BALANCE, HEAT BALANCE, MULTI-TUBULAR FURNACE, REACTOR OF
HYDROGENERATION, ACTUATORS, REVOLVING FUNDS,
ENVIRONMENTAL CHARGES

ЗМІСТ

	Стор.
Вступ.....	10
1 Обґрунтування та вибір способу виробництва.....	12
2 Характеристика продукції, сировини, допоміжних матеріалів, енергетичних носіїв.....	14
2.1 Характеристика сировини та допоміжних матеріалів.....	14
2.2 Характеристика продукції.....	16
3 Характеристика прийнятого методу виробництва, хімізм, теоретичні основи і обґрунтування норм технологічних режимів.....	18
3.1 Рівновага процесу конверсії метану.....	18
3.2 Кінетика процесу конверсії метану.....	23
4 Опис технологічної схеми виробництва.....	29
5 Визначення витратних коефіцієнтів з сировини, напівпродуктів, допоміжних матеріалів та енергоносіїв.....	31
5.1 Розрахунок матеріального балансу виробництва.....	31
5.2 Розрахунок енергетичного (теплого) балансу виробництва.....	37
6 Характеристика технологічного обладнання.....	43
6.1 Розрахунок та вибір основного обладнання.....	43
6.1.1 Реактор гідрування.....	43
6.1.2 Апарат сіркоочистки.....	44
6.1.3 Багаторядна трубчатa піч.....	45
6.1.3.1 Опис багаторядної трубчатої печі.....	45
6.1.3.2 Розрахунок багаторядної трубчатої печі.....	48
6.2 Розрахунок і вибір допоміжного технологічного обладнання.....	53
6.2.1 Розрахунок і вибір компресорної установки.....	53
7 Автоматичний контроль та керування виробництвом.....	55

					ХН 3209 1440 000 ПЗ			
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата				
Розроб.		Манзик Н.В.			Відділення парової конверсії природного газу у виробництві аміаку	Літ.	Арк.	Аркушів
Перевірив.		Лапінський А.В						
Реценз.						КПІ ім.Ігоря Сікорського ХТФ, ХН-32		
Н.Контр.		Супрунчук В.І						
Затверд.		Астрелін І.М.						

7.1	Аналіз технологічного процесу як об'єкта автоматизації.....	55
7.2	Опис розробленої схеми автоматизації.....	57
7.3	Висновки щодо виконання поставлених задач автоматизації.....	58
8	Економіко – організаційні розрахунки.....	59
8.1	Організаційна структура.....	61
8.2	Технічний контроль на виробництві.....	64
8.3	Розрахунок основних фондів.....	64
8.4	Розрахунок оборотних засобів.....	66
8.5	Розрахунок техніко-економічних показників.....	69
8.6	Розрахунок економічної вигоди від впровадження проектного рішення щодо екологізації виробництва.....	69
9	Охорона праці.....	72
9.1	Виявлення та аналіз ШНВФ на досліджуваному об'єкті.	72
9.1.1	Повітря робочої зони.....	72
9.1.2	Виробниче освітлення.....	76
9.1.3	Виробничий шум та вібрації.....	77
9.1.4	Електробезпека.....	78
9.1.5	Безпека технологічних процесів та обслуговування обладнання.....	79
9.2	Пожежна безпека.....	80
10	Екологічна безпека виробництва.....	83
10.1	Аналіз джерел та розрахунок кількості відходів, що утворюються	83
10.2	Технологічні рішення щодо екологізації підприємства.....	88
10.3	Розрахунки та підбір обладнання за обраним рішенням.....	91
10.4	Екологічний моніторинг.....	92
10.5	Розрахунок екологічних штрафів.....	93
	Висновки.....	95
	Перелік посилань.....	96
	Додаток А Специфікація до технологічної схеми.....	98
	Додаток Б Специфікація до креслення основного апарату.....	100
	Додаток В Специфікація до креслення реакційної труби.....	104
	Додаток Г Специфікація до схеми автоматизації.....	106

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
						9
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ВСТУП

В останній чверті XX століття після нафтової кризи, що вибухнула на початку 70-х років, змінився підхід до джерел вуглеводневої сировини. Людство усвідомило, що запаси нафти на Землі не є нескінченними і відновлюваними. Ще задовго до появи людини на Землі природа створила величезні кількості органічних речовин, законсервувала їх, перетворивши на найбільш стійку форму, і сховала в надрах землі до часу розумного використання людиною її багатств. Після енергетичного шоку 70-х років погляд нафтохіміків звернувся в бік природного газу як альтернативного джерела вуглеводневої сировини. Розвідані запаси природного газу перевершують аналогічні запаси нафти. Крім того, природний газ можна віднести до поновлюваних джерел енергії та сировини. Значні кількості основних компонентів природного газу – метану і етану – утворюються при бактеріальному бродінні біомаси рослинного і тваринного походження, а також у процесах переробки органічної сировини.

В даний час природний газ використовується в основному в енергетичних цілях: теплові електростанції на природному газі найбільш екологічно чисті, пропанобутанова фракція застосовується в якості побутового палива, а також як пальне для автотранспорту. У невеликих кількостях метан використовують у металургійній промисловості як відновник. Однак ступінь хімічної переробки природного газу в цінні продукти залишається на низькому рівні, а значна частина попутного нафтового газу спалюється в факелах, що призводить до непоправної втрати цінної сировини і породжує складні екологічні проблеми в регіонах видобутку. Настільки марнотратне ставлення до викопних джерел сировини неприпустимо і вимагає негайного створення нових технологій переробки легкої вуглеводневої сировини.

Нині конверсія метану є основним промисловим методом отримання

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
						10
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		

водню і технологічних газів для синтезу аміаку, спиртів та інших продуктів. Відомі різні способи конверсії метану. Від методу конверсії залежать як технологічна, так і енергетична схеми виробництва аміаку в цілому. Для вибору оптимального варіанту необхідно знати склад конвертованого газу.

Метою даного дипломного проекту є отримання технологічного газу для виробництва аміаку. Головною галуззю його застосування є виробництво нітратної кислоти і азотних добрив. Окрім того, аміак використовують для виробництва багатьох інших хімічних продуктів. Зріджений аміак і водний розчин аміаку застосовують безпосередньо як азотне добриво.

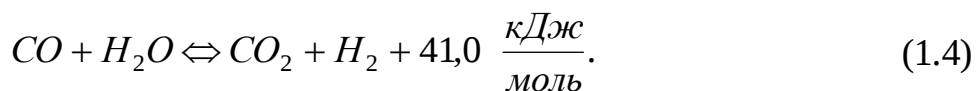
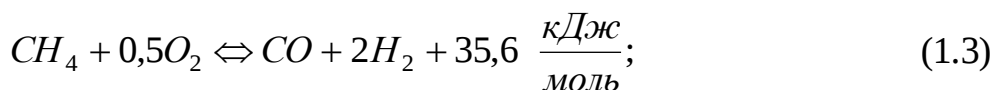
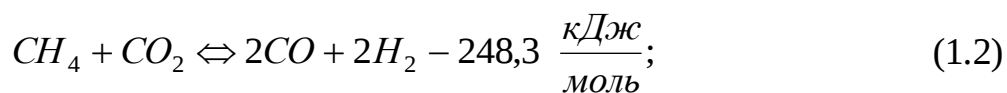
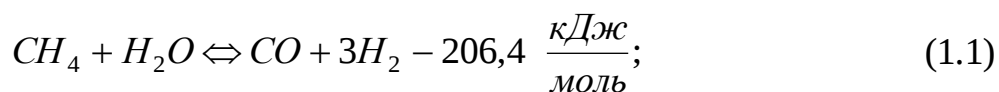
У зв'язку із збільшенням споживання продуктів харчування у світі та зростанням потреб в матеріальних благах, гостро стоїть питання в збільшенні виробництва аміаку та продуктів на його основі. Саме тому є необхідність розроблювати високоефективні та дешеві методи отримання сировини та підвищувати активність каталізаторів, які застосовуються в процесі.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		11

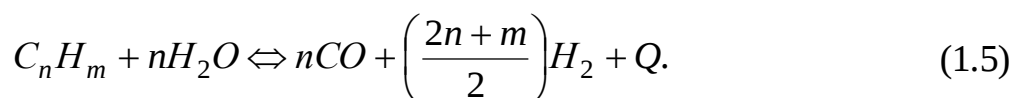
1 ОБҐРУНТУВАННЯ ТА ВИБІР СПОСОБУ ВИРОБНИЦТВА

На сьогодні конверсія метану і його гомологів є основним промисловим методом отримання водню і технічних газів для синтезу аміаку, спиртів, моторного палива та інших продуктів.

В процесі конверсії метан окиснюється водяною парою, діоксидом вуглецю чи киснем за наступними реакціями [1]:



Реакції окиснення гомологів метану протікають аналогічно. Так, взаємодія їх з водяною парою може бути в загальному вигляді виражена рівнянням:



Якщо потрібно отримати технічно чистий водень, проводять реакції (1.1) або (1.3) з наступною конверсією CO за реакцією (1.4). При отриманні азотоводневої суміші для синтезу аміаку необхідну кількість азоту вводять з повітрям на стадії конверсії вуглецевих газів або при промивці конвертованого газу рідким азотом для видалення залишків оксиду вуглецю.

При отриманні суміші водню і оксиду вуглецю для синтезу спиртів

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Да-		12

комбінують реакції (1.1), (1.2) та (1.3), підбираючи співвідношення $\text{H}_2\text{O}:\text{CO}_2$ за об'ємом у вихідній суміші таким чином, щоб відношення $\text{H}_2:\text{CO}$ за об'ємом в конвертованому газі складало (2-2,5):1.

Для проведення в промислових умовах сильно ендотермічних реакцій (1.1) і (1.2), потрібно підводити тепло ззовні. При додаванні кисню протікає екзотермічна реакція (1.3), що дозволяє здійснювати процес конверсії вуглецевих газів автотермічно.

Оскільки в даному дипломному проекті стоїть ціль отримати в результаті конверсії метану конвертований газ, який буде використовуватися для синтезу аміаку, тому обрано саме парову конверсію метану та його гомолгів.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Да-		13

2 ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОДУКЦІЇ, СИРОВИНИ, ДОПОМІЖНИХ МАТЕРІАЛІВ, ЕНЕРГЕТИЧНИХ НОСІЇВ

2.1 Характеристика сировини та допоміжних матеріалів

Вимоги до сировини та допоміжних матеріалів наведено в таблиці 2.1.

Таблиця 2.1 – Характеристика вихідної сировини

№	Найменування сировини, напівпродуктів, матеріалів та готової продукції	Стандарти або технічні умови	Показники, обов'язкові до контролю	Регламентовані показники з допустимими відхиленнями
1	2	3	4	5
1	Природний газ	ГОСТ 5542-87	1 Теплота згоряння нижча, МДж/м ³	не менше 31,8 (7600)
			2 Масова концентрація сірководню, г/м ³	не більше 0,02
			3 Масова концентрація меркаптанової сірки, г/м ³	не більше 0,036
2	Азот газоподібний	ГОСТ 9293-74	Об'ємна частка азоту, %	не менше 99,95

Продовження таблиці 2.1

1	2	3	4	5
4	Поглинач цинковий СПС – Ф	ТУУ6- 04687873. 029-96	1 Розміри гранул, мм - діаметр - висота	4 – 6 не нормується
			2 Механічна міцність, кг/мм діаметра гранул: - середня - мінімальна	не менше 0,70 не менше 0,35
			3 Масова частка втрат при прожарюванні при температурі 900 °С, %	не більше 5,0
			4 Насипна щільність, кг/дм ³	не більше 1,4
			5 Масова частка цинку в перерахунку на оксид цинку, %	не менше 75,0
5	Каталізатор нікелевий для конверсії газоподібних вуглеводнів марка ДІАП-16-01	ТУ-113- 03-352-87	1 Розміри, мм: - діаметр зовнішній - діаметр внутрішній - висота	15,0±1,0 7,0±1,0 12,0±2,0
			2 Масова частка втрат при прожарюванні при температурі 950 °С, %	не більше 18,0
			3 Масова частка нікелю в перерахунку на оксид нікелю, %	19,5±1,5

Продовження таблиці 2.1

1	2	3	4	5
6	Каталізатор алюмокобальто- молібденовий гранульований	ТУ 38- 101194-77	1 Розмір гранул, мм: - довжина - діаметр	4,0 – 7,0 4,0 – 5,0
			2 Насипна щільність, г/м ³	0,64 – 0,74
			3 Масова частка активного оксиду кобальту, %	не менше 4,0

2.2 Характеристика продукції

Конверсія вуглеводнів проходить з утворенням водню, оксиду вуглецю (II) і (IV).

Температура конвертованого газу на виході з печі первинного риформінгу підтримується 800-830 °С.

Таблиця 2.2 – Склад конвертованого газу на виході з печі [1]

Компонент	% (об)
H ₂	68-70
CO	9-10
CO ₂	9-11
CH ₄	7-10
N ₂	1-2
Ar	0,01

Водень – безбарвний, без запаху і смаку газ, найлегший із усіх відомих газів. Погано розчиний у воді та інших розчинниках (спирт, гексан), добре розчинний в багатьох металах.

Оксид вуглецю (II) – безбарвний, отруйний газ (за нормальних умов) без смаку і запаху.

Оксид вуглецю (IV) – неотруйний газ, без кольору і запаху, має кислуватий присмак, що є природною складовою атмосфери. Він має парникові властивості, тобто сприяє утриманню тепла на поверхні Землі і вносить основний вклад у глобальне потепління.

Метан – найпростіший вуглевод, безкольорний газ (за нормальних умов) без запаху. Малорозчинний у воді, легший повітря.

Азот – газ без кольору, запаху, смаку. Малорозчинний у воді. Є головною складовою повітря.

Аргон – інертний газ, без кольору і запаху. Вважається, що він не вступає в реакції з іншими елементами.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		17

3 ХАРАКТЕРИСТИКА ПРИЙНЯТОГО МЕТОДУ ВИРОБНИЦТВА, ХІМІЗМ, ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ І ОБҐРУНТУВАННЯ НОРМ ТЕХНОЛОГІЧНИХ РЕЖИМІВ

3.1 Рівновага процесу конверсії метану

Неповним окисненням метану та його гомологів можна отримати водень і оксид вуглецю (II). В якості вихідної сировини, яка містить вуглеводні, може виступати природний газ, попутні гази нафтодобування, гази нафтохімічної переробки, коксовий газ, а також синтез-газ, який утворюється при комплексній переробці природного газу з метою отримання ацетилену. В таблиці 3.1 наведений склад різних газів, які можуть застосовуватися в якості сировини для отримання водню або азотоводневої суміші.

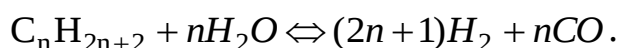
Таблиця 3.1 – Склад вуглеводневих газів, % (об.) [2]

Газ	Метан та його гомологи	Олефіни	H ₂	CO ₂	CO	N ₂
Природний	95-98	0-0,04	-	0,1-2,0	-	1-4
Попутні гази нафтодобування	54-65	22-32	-	-	-	12-13
Після газифікації мазути	0,2-0,3	-	43-47	3-13	37-46	0,2-0,3
Коксовий	24-28	1,5-3	55-62	2-3	5-8	3-5
Синтез-газ після піролізу і відділення ацетилену	5-8	-	55-63	3-5	27-30	1,5-2

Водень і оксид вуглецю (II) отримують з вуглеводних газів шляхом їх неповного окиснення водяною парою, оксидом вуглецю (IV), киснем.

Неповне окиснення метану відбувається за реакціями (1.1)-(1.3).

Аналогічно протікають реакції окиснення гомологів метану і для процесу конверсії з водяною парою можуть бути в загальному вигляді виражені рівняннями:



Вибір окислювачів і їх можливі комбінації визначаються як цільовим призначенням процесу конверсії, так і техніко-економічними міркуваннями.

При термодинамічному дослідженні реакції конверсії метану з водяною парою слід враховувати реакцію взаємодії оксиду вуглецю (II), який взаємодіє з водяною парою за реакцією (1.4).

Константи рівноваги реакції (1.4) можна розрахувати за наступною залежністю [2]:

$$\lg K_{P_1} = -0,7685535 \cdot \ln T + \frac{4943,27}{T} - 1,5062 + 30,1018 \cdot 10^{-4} \cdot T - 9,6605 \cdot 10^{-7} \cdot T^2 + 1,475 \cdot 10^{-10} \cdot T^3.$$

В таблиці 3.2 наведено залежності рівноважного складу конвертованого газу від температури (при $P = 0,1$ МПа, $H_2O:CH_4 = n = 2$).

Таблиця 3.2 – Рівноважний склад конвертованого газу конверсії метану водяною парою [2]

T, K	Ступінь перетворення, %		Склад рівноважної парогазової суміші, % (об.)				
	CH ₄	CO	CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ O
800	38,80	29,98	16,21	2,36	7,94	38,74	34,75
900	75,90	32,90	5,33	9,51	7,28	57,71	20,17
1000	94,98	24,84	1,02	14,32	5,07	63,23	16,36
1100	99,50	19,24	0,10	16,08	3,86	63,68	16,28

Як видно з таблиці 3.2, здійснення конверсії метану і оксиду вуглецю (II) водяною парою в одному конверторі (в одну ступінь) з високим виходом водню неможливо, так як при низьких температурах конверсії в продуктах реакції залишається значна кількість метану, яка не прореагувала, а при підвищених – міститься багато оксиду вуглецю (II). Тобто, ендотермічний процес за реакціями (1.1)-(1.3) вигідно проводити при високій, а за реакцією (1.4) – при низькій температурі. Тому отримання водню з природного газу здійснюється в дві стадії. На першій стадії конверсію метану проводять при високих температурах (не нижче 1100 K), щоб забезпечити високий ступінь перетворення метану в оксид вуглецю (II) і водень (вміст залишкового метану не більше 0,5% (об.)). На другій стадії, яка проводиться за низьких температур, здійснюється екзотермічна реакція – конверсія оксиду вуглецю (II) (середньотемпературна конверсія при $T=600-650\text{K}$, низькотемпературна – при $T=450-550\text{K}$).

При виробництві водню для синтезу аміаку з H_2 і N_2 перший етап – конверсію метану – здійснюють в дві ступені: перший ступінь – парова конверсія в трубчатих печах з неповним перетворенням метану (залишковий вміст метану 6-8 % (об.)); другий ступінь – повітряна конверсія в шахтному конверторі. При цьому кисень повітря є окисником метану, а азот входить в кінцевому рахунку в склад азотоповітряної суміші, яка йде на синтез аміаку.

Суттєвий вплив на ступінь перетворення метану чинить застосування надлишку водяної пари. Нижче наведені розрахункові дані, які вказують вплив надлишку водяної пари n при $T=1000\text{K}$, $P=98066,5\text{ Па}$ ($\sim 0,1\text{ МПа}$) [2]:

$n = [\text{H}_2\text{O}]:[\text{CH}_4]$	2	3	4
Ступінь перетворення метану, %	95,0	97,1	99,0

При конверсії гомологів метану витрата водяної пари зростає зі збільшенням числа атомів вуглецю у вихідному вуглеводні. На практиці конверсію метану і його гомологів здійснюють при надлишку водяної пари

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		20

над стехіометричним. З підвищенням температури відносна витрата водяної пари може бути зменшена внаслідок зміщення рівноваги реакції в бік продуктів і збільшення швидкості процесу.

Виходячи з економічних міркувань, пов'язаних з використанням енергії стиснення природного газу, а також з метою зменшення розмірів апаратів, конверсію метану проводять при підвищених тисках (1,5-4,0 МПа). При цьому, однак, для реакцій (1.1)-(1.3), які йдуть зі збільшенням кількості моль, підвищення тиску зсуває рівновагу в бік вихідних речовин. Тому процес конверсії проводять при підвищених температурах. Дані про вплив тиску на рівноважний склад конвертованого газу наведені в таблиці 3.3.

Таблиця 3.3 – Вплив тиску на рівноважний склад конвертованого газу при $T = 1000\text{K}$, $n = 2$ [2]

Р _{від}	$P = P_{\text{від}} \cdot P^0$, МПа	Ступінь перетворення, %		Рівноважний склад газу, % (об.)				
		CH ₄	CO	CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ O
1	0,1	94,98	24,84	1,02	14,32	5,07	63,23	16,36
10	1,0	54,31	25,09	11,18	7,15	6,14	46,01	26,52
20	2,0	41,55	22,73	15,26	4,91	5,93	38,47	35,43
30	3,0	36,16	23,00	17,15	3,80	5,90	35,05	38,10

Як видно з таблиці 3.3, підвищення тиску від 0,1 МПа до 3,0 МПа знижує ступінь перетворення метану з 94,98 % до 36,16 %. Щоб досягти того ж ступеня перетворення при підвищеному тиску, необхідно підвищити температуру в конверторі від 1000 до 1280 К.

Метан можна піддавати конверсії оксидом вуглецю (IV) за реакцією (1.2).

Для порівняння з конверсією водяною парою наведено розрахунок рівноважного складу газу при конверсії метану оксидом вуглецю (IV) при $T=1000\text{K}$, $n=[\text{CO}_2]:[\text{CH}_4] = 2$ і тиску $P = 0,1$ МПа в таблиці 3.4.

Таблиця 3.4 – Рівноважний склад газу при конверсії метану [2]

Ступінь перетворення, %		Рівноважний склад, % об.				
CH ₄	CO ₂	CH ₄	CO ₂	CO	H ₂	H ₂ O
90,05	12,53	2,07	20,29	40,12	34,91	2,61

Неповне окиснення метану з утворенням оксиду вуглецю (II) і водню можливе за допомогою кисню в якості окиснювача за реакцією (1.3).

Суттєвою відмінністю процесу кисневої конверсії метану є його екзотермічність, що дозволяє проводити конверсію автотермічно, без підводу тепла ззовні. Значення констант рівноваги неповного окиснення метану киснем змінюється від $4,3 \cdot 10^{13}$ при 400K до $1,5 \cdot 10^{11}$ за 1400 K. Ці значення настільки великі, що реакцію можна вважати практично незворотною. Зміна температури процесу майже не впливає на склад конвертованого газу. Важливим фактором є зміна мольного співвідношення [O]:[CH₄]. При значному надлишку кисню погіршується склад газу за рахунок збільшення вмісту CO₂.

Практично підтримується 10-25%-й надлишок кисню по відношенню зі стехіометричним.

Конверсія метану може бути здійснена сумішшю окиснювачів: кисню з водяною парою або кисню з водяною парою та оксидом вуглецю (IV). В тому випадку, коли очищений конвертований газ надходить на синтез аміаку, до вказаних сумішей окиснювачів додають повітря як джерело азоту для утворення азотоводневої суміші.

Розрахунковий рівноважний склад конвертованого газу, який утворюється при конверсії метану сумішшю окиснювачів різного складу при $T=1000\text{K}$ і атмосферному тиску, наведено в таблиці 3.5.

Таблиця 3.5 – Зміна рівноважного складу газу від співвідношення окиснювачів в початковому газі [2]

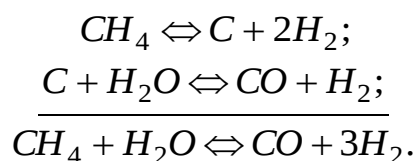
Початкова суміш, моль окисника на 1 моль метану				Ступінь пере- творення, %		Рівноважний склад газу, % (об.)					
						CH ₄	CO	CO	H ₂	H ₂ O	N ₂
H ₂ O	O ₂	N ₂	CO ₂	CH ₄	CO						
1	0,6	-	-	98,00	35,03	0,5	15,90	8,85	52,79	21,96	-
1	0,6	2,26	-	98,84	29,09	0,19	11,21	4,66	33,01	14,80	36,13
1	0,6	0,9	-	98,69	35,97	0,27	12,87	7,38	43,50	17,53	18,47
1	-	-	1	96,06	29,90	0,80	25,59	14,25	52,48	6,88	-

На практиці парову, вуглекислотну та пароповітряну конверсії проводять у трубчатих печах з підводом теплоти за рахунок спалювання частини природного газу, що пов'язано з ендотермічністю процесу. Що стосується парокисневої конверсії, то її проводять у шахтних конверторах в одну ступінь.

3.2 Кінетика процесу конверсії метану

Сьогодні найбільше застосування знаходять промислові методи отримання водню шляхом конверсії природного газу, який містить метан, за допомогою різних окисників. Найбільш рентабельним з них за витратами електроенергії є парова каталітична конверсія метану.

Як встановлено дослідженнями ДІАП [2], в умовах гетерогенно-каталітичного процесу конверсія метану водяною парою протікає послідовно через наступні проміжні стадії:



Такий механізм процесу підтверджується тим, що на каталізаторі конверсії відбувається розклад метану на елементи, а також тим, що при нестачі водяної пари на каталізаторі осідає вуглець.

Швидкість окиснення метану водяною парою на нікелевому каталізаторі в інтервалі температур 670-970 К, за даними А.Г. Лейбуш [2], описується емпіричним диференціальним рівнянням:

$$-\frac{P_{CH_4}}{d\tau} = k \cdot \frac{P_{CH_4} \cdot P_{H_2O}}{10P_{H_2} + P_{H_2O}}, \quad (3.1)$$

де p з відповідним індексом – поточні парціальні тиски реагентів;

k – константа швидкості;

τ – час реакції, с.

Залежність константи швидкості реакції від температури для вказаного вище інтервалу температур виражається рівнянням:

$$k = 1.3 \cdot 10^{18} \exp\left(\frac{96,3}{RT}\right), \text{ с}^{-1}, \quad (3.2)$$

де 96,3 – енергія активації, кДж/моль;

R – газова стала, Дж/(моль·К).

В.Ейкерс та Д.Кемп, використовуючи нікелевий каталізатор на кизельгурі [2], вивчали вплив концентрації на швидкість реакції при температурі 910 К і атмосферному тиску. Вони встановили, що реакція конверсії метану має перший порядок за метаном і що реакція конверсії оксиду вуглецю (II) протікає дуже повільно. Було зроблено припущення, що хемосорбція CH_4 або розщеплення його на радикали $CH_2=$ і H_2 є лімітуючою стадією процесу.

М.М. Бодров, Л.О. Акельбаум, М.І. Тьомкін [2], досліджуючи кінетику конверсії метану водяною парою на нікелевій основі в якості каталізатора

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		24

при температурах 1070 і 1170 К, виявили, що дослідні дані задовільно описуються рівнянням для швидкості реакції:

$$\omega = k \cdot \frac{p_{CH_4}}{1 + a \cdot (p_{H_2O} / p_{H_2}) + b \cdot p_{CO}}, \quad (3.3)$$

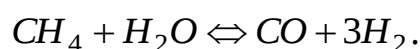
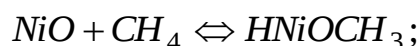
причому при 1070К $a = 0,5$, $b = 2$; при 1170К $a = 0,2$, $b = 0$.

Ті ж автори досліджували кінетику на нанесеному нікелевому каталізаторі, при цьому виявилось достатньо точним просте кінетичне рівняння

$$\omega = k \cdot p_{CH_4}. \quad (3.4)$$

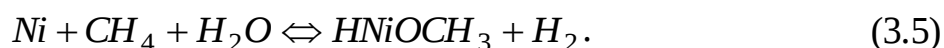
Енергія активації, визначена при температурах 1070-1170К, виявилася рівною 76,6 кДж/моль [2].

Досить докладно дослідження кінетики процесу конверсії метану водяною парою проведено у Харківському політехнічному інституті академіком В.І. Атрощенко зі співробітниками [2]. Дослідження проводилися при атмосферному та підвищеному тиску в присутності нікелевих каталізаторів типу ДІАП-3. Найбільш вірогідним автори вважають окисно-відновний механізм процесу, який протікає через проміжні реакції взаємодії реагентів з активним компонентом каталізатора – нікелем. Деталізований варіант двостадійного процесу може бути наданий рівняннями реакцій:



Сумарна швидкість конверсії визначається реакцією, яка призводить до утворення активної проміжної сполуки:

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		25



Вважаючи, що швидкість реакції (3.5) пропорційна поверхні концентрації активної проміжної сполуки, і встановлюючи концентрацію з умови рівноваги реакції, отримано кінетичне рівняння [2]:

$$-\frac{dp_{CH_4}}{d\tau} = k \cdot \frac{p_{CH_4} p_{H_2O}}{K_p p_{CH_4} p_{H_2O} + p_{H_2}}, \quad (3.6)$$

де K_p – константа рівноваги реакції.

Перетворюючи рівняння в лінійне та спрощуючи його, а також вважаючи (при незначних надлишках водяної пари в початковій суміші) $p_{H_2O} = const$, отримано кінетичне рівняння:

$$-\frac{dp_{CH_4}}{d\tau} = k \cdot \frac{p_{CH_4}}{p_{H_2}}. \quad (3.7)$$

Кінетичні рівняння, виражені у диференціальній формі, для використання в інженерних розрахунках мають бути проінтегровані, що не завжди можливо. Крім того, для зворотних реакцій необхідно враховувати залежність швидкості реакції, яка спостерігається від швидкостей прямої та зворотної реакцій. З урахуванням впливу зворотної реакції (1.1) кінетичне рівняння приймає вигляд:

$$-\frac{dp_{CH_4}}{d\tau} = k \cdot \frac{p_{CH_4}}{p_{H_2}} \cdot \left[1 - \frac{1}{K_p} \cdot \frac{p_{CO} p_{H_2}^3}{p_{CH_4} p_{H_2O}} \right], \quad (3.8)$$

де K_p — константа рівноваги реакції.

Якщо концентрацію метану в початковій суміші прийняти рівній 1 моль, концентрацію водяної пари – n моль і виразити парціальні тиски

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		26

компонентів конвертованого газу через ступінь конверсії метану x , а потім підставити отримані значення в останнє рівняння і проінтегрувати його, можна отримати вираз:

$$k\tau = 3 \cdot (3 + a) \cdot P_{\text{від}} \cdot \varphi(x), \quad (3.9)$$

де

$$\varphi(x) = \int \frac{x(a-x)dx}{(4-a_0) \cdot x^4 - b \cdot x^2 - c \cdot x + d}; \quad (3.10)$$

$$a_0 = \frac{27p^2}{K_p}; \quad b = 3 \cdot a^2 + 2 \cdot a + 3; \quad (3.11)$$

$$c = a^3 - a^2 - a + 1; \quad d = a(a+1)^2, \quad (3.12)$$

де n – відношення $\text{H}_2\text{O}:\text{CH}_4$ в початковому газі;

$P_{\text{від}}$ – загальний відносний тиск;

x – ступінь перетворення метану, частка одиниці;

k – константа швидкості.

Для заданих значень тиску і температури, від яких залежить значення K_p , $\varphi(x)$ може бути пораховане аналітичним або графічним методом. Уявну константу швидкості реакції можна визначити з виразу:

$$k = 2.03 \cdot 10^6 \exp\left(\frac{90850}{RT}\right), \quad (3.13)$$

де 90850 – енергія активації, Дж/моль;

R – газова стала, Дж/(моль·К).

Таким чином, користуючись попереднім виразом при заданих параметрах ($P=0,1\text{МПа}$; $T, \text{К}$; K_p ; n), можна розрахувати час контактування для досягнення заданого ступеня перетворення метану, а відповідно, і необхідної кількості каталізатора, використовуючи при цьому співвідношення:

$$V_K = \tau \cdot \frac{V_0 \cdot (1+n) \cdot P^0 \cdot T \cdot P}{3600 \cdot \alpha \cdot P \cdot 273}, \quad (3.14)$$

де V_K – об'єм каталізатора, завантаженого в конвертор, м³;

V_0 – годинниковий об'єм початкового сухого газу за нормальних умов, м³/год,

n_0 – відношення об'ємів [H₂O]:[CH₄] в початковому газі;

α – доля вільного об'єму каталізатору (звичайно приймається 0,5);

P_0 і P – стандартний і загальний тиск, Па;

T – температура, К.

В розрахункову кількість каталізатора, внаслідок локальних проходів газу і «мертвих зон», вносять поправку, помноживши пораховане значення V_K на коефіцієнт запасу в межах 1,4–1,8.

Аналогічно розрахунку часу контактування можна розрахувати і інші параметри процесу.

4 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ВИРОБНИЦТВА

В дипломному проекті представлено частину енерготехнологічної схеми агрегату виробництва аміаку, що відноситься до стадії отримання технологічного газу.

Природний газ із заводського колектора під тиском близько 1,2 МПа проходить через витратомір і після цього ділиться на два потоки. Один потік, що йде на конверсію, змішують у співвідношенні приблизно 10:1 з азотоводновою сумішшю, що надходить з відділення синтезу аміаку, і направляють в сепаратор 21 для відділення вищих вуглеводнів, що знаходяться в крапельно-рідкому стані. Потім газ спрямовують на стиск в двоступінчастий турбокомпресор 22, між ступенями якого встановлені повітряний холодильник 23 і сепаратор газового конденсату 21.

З компресора газ під тиском близько 4 МПа при температурі 130-140 °С надходить в радіаційно-конвективний полум'яневий підігрівач 1, звідки виходить з температурою 400 °С. Потім його направляють в апарат 2 гідрування сірковмісних сполук до сірководню на алюмокобальтмолібденовому каталізаторі. У двох послідовно встановлених адсорберах 3 (на схемі показаний один) відбувається очищення газу від сірководню поглиначем на основі цинку до вмісту сірки не вище 0,5 мг/м³ в газі. Далі природний газ змішують у змішувачі 4 з водяною парою в співвідношенні пара: газ приблизно 4.

Отриману парогазову суміш направляють в підігрівач 11, розміщений в конвективній камері трубчатої печі, де температура її підвищується до 500-550 °С за рахунок тепла димових газів. Нагріта парогазова суміш поступає в розподільні колектори 13, з яких вона через газопідвідні трубки під тиском 3,7 МПа потрапляє до реакційних труб 14, які встановлено в радіаційній камері 16 трубчатої печі. У реакційних трубах на нікелевому каталізаторі відбувається конверсія природного газу водяною парою.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		29

Тепло, необхідне для реакції, отримують спалюванням природного газу в міжтрубному просторі печі. З реакційних труб конвертований газ при температурі 800-830 °С з вмістом близько 10 % залишкового метану проходить через нижні секційні колектори 18 і секційні підйомні газовідвідні труби 17, розташовані в просторі печі, що обігрівается. Звідси газ потрапляє у верхній колектор 15, футерований теплоізоляційним бетоном і поміщений у водяну сорочку.

Далі газ надходить до змішувача шахтного реактора.

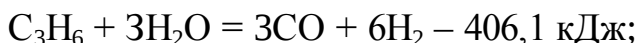
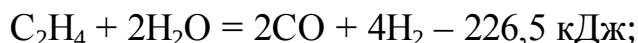
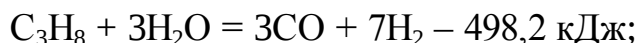
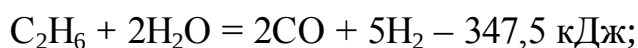
					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		30

5 ВИЗНАЧЕННЯ ВИТРАТНИХ КОЕФІЦІЄНТІВ З СИРОВИНИ, НАПІВПРОДУКТІВ, ДОПОМІЖНИХ МАТЕРІАЛІВ ТА ЕНЕРГОНОСІЇВ

5.1 Розрахунок матеріального балансу виробництва

Конверсія природного газу у водень здійснюється неповним окисненням його водяною парою, оксидом вуглецю (IV) або киснем. Процес окиснення основного компонента природного газу (метану) може бути описаний реакціями (1.1)-(1.4).

На практиці мають справу не з чистим метаном, а з сумішшю його гомологів (вищими аліфатичними вуглеводнями). Окиснення гомологів метану протікає аналогічно, але при деяких умовах (низьких температурах і в присутності каталізаторів) вони ще можуть перетворюватися на метан. Наприклад, взаємодія гомологів з водяною парою і їх гідрування до метану може йти за такими реакціями [1]:



Об'ємне співвідношення водяної пари до природного газу $N = 3,7$. Вміст CH_4 у сухому газі на виході, частка об., $C_{\text{CH}_4\text{k}} = 0,09$. Приймаємо, що співвідношення між вмістом CO і CO_2 у газі після трубчатої печі відповідає стану рівноваги реакції (5.4) при середній температурі в реакційних трубах $T_{\text{кр}} = 1098\text{K}$.

Для зручності розрахунки здійснено на 100 м^3 природного газу, склад якого наведено в таблиці 5.1. Для гідрування стійких органічних сполук сірки у H_2S до 100 м^3 природного газу додають 10 м^3 азотоводневої суміші (АВС), складу наведеному у таблиці 5.1. В результаті отримано змішаний газ об'ємом $V_{\text{зм}}$. Позначено об'єми на виході з печі, м^3 : V – сухого газу; a – CO_2 ; b – CO ; c – H_2 , а також d – об'єм водяної пари, що прореагувала з вуглеводнями.

Таблиця 5.1 – Кількість і склад газів на вході в трубчасту піч

Компоненти	Природний газ, м^3 (%)	Азотоводнева суміш		Змішаний газ	
		м^3	%	м^3	%
CO_2	0,08	-	-	0,08	0,072
CH_4	93,7	0,1	1	93,8	85,273
C_2H_6	3,2	-	-	3,2	2,909
C_3H_8	1,14	-	-	1,14	1,036
C_4H_{10}	0,32	-	-	0,32	0,291
C_5H_{12}	0,09	-	-	0,09	0,082
C_6H_{14}	0,02	-	-	0,02	0,018
H_2	-	7,416	74,16	7,416	6,742
Ar	-	0,03	0,3	0,03	0,027
N_2	1,45	2,454	24,54	3,904	3,549
Всього	100	10	100	110	100

За даними таблиці 5.1 складено баланси за компонентами.

Сума карбону у перерахунку на C_1 (на метан) у вуглеводнях змішаного газу:

$$V_{\text{C}} = V_{\text{CH}_4} + V_{\text{C}_2\text{H}_6} \cdot 2 + V_{\text{C}_3\text{H}_8} \cdot 3 + V_{\text{C}_4\text{H}_{10}} \cdot 4 + V_{\text{C}_5\text{H}_{12}} \cdot 5 + V_{\text{C}_6\text{H}_{14}} \cdot 6; \quad (5.1)$$

$$V_C = 93,8 + 3,2 \cdot 2 + 1,14 \cdot 3 + 0,32 \cdot 4 + 0,09 \cdot 5 + 0,02 \cdot 6 = 105,47 \text{ м}^3.$$

Баланс за С (вміст карбону в CO_2 , CH_4 , C_2H_6 , і т.д.):

$$V_{\text{CO}_2} + V_C = a + b + C_{\text{CH}_{4k}} \cdot V.$$

Об'єм CO_2 в газі на виході, м^3

$$a = V_{\text{CO}_2} + V_C - C_{\text{CH}_{4k}} \cdot V - b. \quad (5.2)$$

Баланс по H_2 :

Сума водню у перерахунку на H_2 у вуглеводнях змішаного газу:

$$V_H = V_{\text{H}_2} + V_{\text{CH}_4} \cdot 2 + V_{\text{C}_2\text{H}_6} \cdot 3 + V_{\text{C}_3\text{H}_8} \cdot 4 + V_{\text{C}_4\text{H}_{10}} \cdot 5 + V_{\text{C}_5\text{H}_{12}} \cdot 6 + V_{\text{C}_6\text{H}_{14}} \cdot 7$$

$$V_H = 7,416 + 93,8 \cdot 2 + 3,2 \cdot 3 + 1,14 \cdot 4 + 0,32 \cdot 5 + 0,09 \cdot 6 + 0,02 \cdot 7 = 211,456 \text{ м}^3.$$

Баланс приходу і витрати за H_2 :

$$V_H + V_{vp} = c + C_{\text{CH}_{4k}} \cdot V \cdot 2 + (V_{vp} - d).$$

Об'єм водяної пари, що прореагувала з вуглеводнями

$$d = -V_H + c + C_{\text{CH}_{4k}} \cdot V \cdot 2. \quad (5.3)$$

Баланс по O_2 :

$$V_{\text{CO}_2} + V_{vp} \cdot 0.5 = a + 0.5 \cdot b + 0.5 \cdot (V_{vp} - d);$$

$$a = V_{\text{CO}_2} - 0.5 \cdot b + 0.5 \cdot d. \quad (5.4)$$

Об'єм сухого газу на виході із трубчатої печі дорівнює:

$$V = a + b + c + C_{\text{CH}_{4k}} \cdot V + V_{\text{Ar}} + V_{\text{N}_2}.$$

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		33

Звідки об'єм H_2 в газі на виході:

$$c = -V_{Ar} - V_{N_2} - a - b + (1 - C_{CH_{4k}}) \cdot V. \quad (5.5)$$

Визначають об'єм H_2 в газі на виході c , підставляючи a з рівняння (5.2) в рівняння (5.5) :

$$c = -V_{Ar} - V_{N_2} - V_{CO_2} - V_C + V. \quad (5.6)$$

Підставляючи значення c в рівняння (5.3), отримано рішення відносно об'єму водяної пари, яка прореагувала з вуглеводнями:

$$d = -V_H - V_{Ar} - V_{N_2} - V_{CO_2} - V_C + (1 + 2 \cdot C_{CH_{4k}}) \cdot V. \quad (5.7)$$

Праві частини рівняння (5.4) і рівняння (5.2) рівні:

$$\begin{aligned} V_{CO_2} - 0.5 \cdot b + 0.5 \cdot d &= V_{CO_2} + V_C - C_{CH_{4k}} \cdot V - b; \\ -0.5 \cdot b + 0.5 \cdot d &= V_C - C_{CH_{4k}} \cdot V - b. \end{aligned}$$

Об'єм CO в газі на виході:

$$b = (V_C - C_{CH_{4k}} \cdot V - 0.5 \cdot d) / 0.5.$$

Підставляють значення d (рівняння (5.7)) у вище наведене рівняння розрахунку b і отримують рішення відносно об'єму CO в газі на виході b :

$$\begin{aligned} b &= (V_C - C_{CH_{4k}} \cdot V - 0.5 \cdot (-V_H - V_{Ar} - V_{N_2} - V_{CO_2} - V_C + \\ &+ (1 + 2 \cdot C_{CH_{4k}}) \cdot V)) / 0.5. \end{aligned} \quad (5.8)$$

Значення d з рівняння (5.7) і b з рівняння (5.8) підставляють в рівняння (5.4) для розрахунку об'єму CO_2 в газі на виході, м^3 :

$$a = V_{\text{CO}_2} - 0.5 \cdot (V_C - C_{\text{CH}_{4k}} \cdot V - 0.5 \cdot (-V_H - V_{\text{Ar}} - V_{\text{N}_2} - V_{\text{CO}_2} - V_C + (1 + 2 \cdot C_{\text{CH}_{4k}}) \cdot V)) / 0.5 + 0.5 \cdot (-V_H - V_{\text{Ar}} - V_{\text{N}_2} - V_{\text{CO}_2} - V_C + (1 + 2 \cdot C_{\text{CH}_{4k}}) \cdot V. \quad (5.9)$$

Рівняння константи рівноваги реакції (1.4):

$$K_p = \frac{[\text{CO}_2] \cdot [\text{H}_2]}{[\text{CO}] \cdot [\text{H}_2\text{O}]} = \frac{V_{\text{CO}_2} \cdot V_{\text{H}_2}}{V_{\text{CO}} \cdot V_{\text{H}_2\text{O}}}, \quad (5.10)$$

де $\lg K_p = 2217,5/T + 0,297 \cdot \lg(T) + 0,0003525 \cdot T - 5,08 \cdot 10^{-8} \cdot (T^2) - 3,26$ [1].

Значення $K_p = 0,9737$ при $T = T_{\text{кр}} = 1098 \text{ К}$.

Після підстановки у рівняння (5.10) вище наведених позначень отримано вираз розрахункового значення константи рівноваги K_{pp} :

$$K_{pp} = \frac{a \cdot c}{b \cdot (V_{vp} - d)}. \quad (5.11)$$

Для вирішення рівняння (5.11) використовують значення V_{vp} , a з рівняння (5.9), b – з рівняння (5.8), c – з рівняння (5.6) і d – з рівняння (5.7).

Підставляють значення V у рівняння (5.6) – (5.9) і визначають об'єми всіх компонентів конвертованого газу на виході з трубчатої печі, м^3 :

$$a = 36,3;$$

$$b = 36,4;$$

$$c = 254,8;$$

$$d = 108,9.$$

За даними таблиці 5.2: співвідношення пара/газ n в конвертованому газі дорівнює: $n = \frac{V_{vp-d}}{V}$.

Ступінь конверсії CH_4 (за C_1 у вуглеводнях змішаного газу) складає, %:

$$X_{C_1} = \frac{(V_C - V_{CH_{4kg}})}{V_C} \cdot 100,$$

де $V_{CH_{4kg}} = V \cdot C_{CH_{4k}}$.

Таблиця 5.2 – Об'єм і склад конвертованого газу після трубчатої печі

Компонент	Вологий газ		Сухий газ	
	м ³	% об.	м ³	% об.
CH ₄	32,79	5,24	32,79	9
H ₂	254,82	40,75	254,82	69,95
CO	36,43	5,82	36,43	9,999
CO ₂	36,34	5,81	36,34	9,97
Ar	0,03	0,005	0,03	0,008
N ₂	3,90	0,62	3,90	1,07
H ₂ O	261,06	41,75	-	-
Всього	625,37	100	364,30	100

В таблиці 5.3 наведено матеріальний баланс процесу.

Таблиця 5.3 – Матеріальний баланс процесу

Статті приходу					Статті витрат				
Компо- нент	Маса, Кг	% мас.	Об'єм, м ³	% об.	Компо- нент	Маса, кг	% мас.	Об'єм, м ³	% об.
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CH ₄	67,00	17,73	93,80	19,54	CH ₄	23,42	6,20	32,79	5,24
C ₂ H ₆	4,29	1,14	3,20	0,67	C ₂ H ₆	-	-	-	-

Продовження таблиці 5.3

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
C ₃ H ₈	2,24	0,59	1,14	0,24	C ₃ H ₈	-	-	-	-
C ₄ H ₁₀	0,83	0,22	0,32	0,07	C ₄ H ₁₀	-	-	-	-
C ₅ H ₁₂	0,29	0,08	0,09	0,02	C ₅ H ₁₂	-	-	-	-
C ₆ H ₁₄	0,08	0,02	0,02	0,004	C ₆ H ₁₄	-	-	-	-
H ₂	0,66	0,17	7,42	1,55	H ₂	22,75	6,02	254,82	40,75
H ₂ O	297,32	78,70	370	77,08	H ₂ O	209,78	55,53	261,06	41,75
CO ₂	0,16	0,04	0,08	0,02	CO ₂	71,38	18,89	36,34	5,81
CO	-	-	-	-	CO	45,54	12,05	36,43	5,82
Ar	0,05	0,01	0,03	0,006	Ar	0,05	0,01	0,03	0,005
N ₂	4,88	1,29	3,90	0,81	N ₂	4,88	1,29	3,90	0,62
Всього	377,8	100	480	100	Всього	377,8	100	625,37	100

5.2 Розрахунок енергетичного (теплового) балансу виробництва

Температура парогазової суміші на вході до пічі $t_0=525^{\circ}\text{C}$, конвертованого газу на виході з реакційних труб $t_{\text{кг}} = 825^{\circ}\text{C}$. Температура димових газів на виході з радіаційної зони $t_{\text{дг}}=1040^{\circ}\text{C}$. Середня теплоємність сухого змішаного газу від 0 до 525°C , $\text{кДж}/(\text{м}^3\cdot\text{град})$, $C_{\text{рзм}}=2,1717$. Середня теплоємність водяної пари від 0 до 525°C , $\text{кДж}/(\text{м}^3\cdot\text{град})$, $C_{\text{рвр}}=1,596$. Середня теплоємність вологого конвертованого газу на виході від 0 до 825°C , $\text{кДж}/(\text{м}^3\cdot\text{град})$, $C_{\text{ркг}}=1,5814$. Середня теплоємність вологих димових газів від 0 до 1040°C , $C_{\text{рдг}} = 1,518 \text{ кДж}/(\text{м}^3\cdot\text{град})$ [1].

Рівняння теплового балансу трубчастої печі:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6,$$

де Q_1 – фізична теплота парогазової суміші на вході;

Q_2 – теплота, яка виділяється при спалюванні $x \text{ м}^3$ природного газу;

Q_3 – витрата теплоти на хімічні реакції;

Q_4 – фізична теплота парогазової суміші на виході;

Q_5 – фізична теплота димових газів;

Q_6 – втрати теплоти в оточуюче середовище.

Прихід теплоти

Прийнято в першому наближенні, що об'єм, м^3 , природного газу на спалювання в міжтрубному просторі печі x дорівнює 50% природного газу на конверсію, тобто $x=50$.

Фізична теплота парогазової суміші на вході:

$$Q_1 = V_{\text{зм}} \cdot C_{\text{рзм}} \cdot t_0 + V_{\text{вр}} \cdot C_{\text{рвр}} \cdot t_0 = \\ = 110 \cdot 2,1717 \cdot 525 + 370 \cdot 1,596 \cdot 525 = 435438,68 \text{ кДж.}$$

Для визначення теплотворної здатності газу прийнято наступні довідникові значення теплотворної здатності окремих вуглеводнів [1].

Таблиця 5.4 – Теплотворні здатності окремих вуглеводнів

Компонент	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	C_4H_{10}	C_5H_{12}
$q, \text{кДж/м}^3$	35840	63760	91020	118650	146080

Нижню теплотворну спроможність 1 м^3 природного газу можна розрахувати, використовуючи дані таблиці 5.1:

$$q = 0.937 \cdot 35840 + 0.032 \cdot 63760 + 0.0114 \cdot 91020 + 0.0032 \cdot 118650 + 0.0011 \cdot 146080 = 37200 \text{ кДж.}$$

Температура природного газу і повітря, які надходять на спалювання в горілках, приймається рівній 0°C – фізична теплота з паливним газом дорівнює 0, тоді

$$Q_2 = q \cdot x = 37200 \cdot x = 37200 \cdot 64,86 = 2412768,73 \text{ кДж.}$$

Всього надходить теплоти:

$$Q_{\text{пр}} = Q_1 + Q_2 = 435438,68 + 2412768,73 = 2848207,41 \text{ кДж.}$$

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		38

Витрата теплоти

Тепловий ефект реакції визначається з різниці:

$$Q_3 = \sum Q_K - \sum Q_H,$$

де $\sum Q_K$ – алгебраїчна сума теплоти утворення сполук в кінцевій парогазовій суміші (конвертованому газі);

$\sum Q_H$ – алгебраїчна сума теплоти утворення сполук у вихідній парогазовій суміші.

Прийнято наступні довідникові значення теплоти утворення сполук при 0°С.

Таблиця 5.5 – Значення теплоти утворення окремих сполук [1]

Компонент	CO ₂	CO	H ₂ O	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂
ΔН, кДж/м ³	17547	4932	10789	3295	3697	4517	5489	6364

Тоді витрата теплоти хімічних реакцій з урахуванням таблиць 5.1 і 5.2 дорівнює:

$$\begin{aligned} Q_3 &= 36,023 \cdot 17547 + 36,76 \cdot 4932 + 32,764 \cdot 3295 + 261,35 \cdot 10789 - 0,08 \cdot 17547 - \\ &- 93,8 \cdot 3295 - 3,2 \cdot 3697 - 1,4 \cdot 4517 - 0,32 \cdot 5489 - 0,11 \cdot 6364 - 350 \cdot 10789 = \\ &= -580940,6 \text{ кДж.} \end{aligned}$$

Знак мінус свідчить про загально відому ендотермічність процесу конверсії, тому тепловий ефект реакції Q_3 вноситься до статті витрати зі знаком плюс.

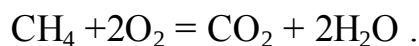
Фізична теплота парогазової суміші на виході:

$$Q_4 = V_{\text{кг}} \cdot C_{\text{ркг}} \cdot t_{\text{кг}} = 625,37 \cdot 1,5814 \cdot 825 = 815885,81 \text{ кДж.}$$

Склад і кількість димових газів визначають наступним чином.

При згоранні утворюються димові гази, кількість і склад яких визначається реакціями повного окиснення вуглеводнів. Так, для метану:

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		39



Теоретична витрата O_2 на спалювання 1 м^3 природного газу з врахуванням його складу (таблиця 5.1) і стехіометрії реакцій:

$$0,938 \cdot 2 + 0,032 \cdot 3,5 + 0,0114 \cdot 5 + 0,0032 \cdot 6,5 + 0,0009 \cdot 8 + 0,0002 \cdot 9,5 = 2,073 \text{ м}^3$$

Витрата повітря на спалювання при коефіцієнті надлишку повітря $\alpha = 1,25$:

$$\frac{2,073 \cdot 1,25}{0,21} = 12,34 \text{ м}^3; \text{ в тому числі:}$$

$$\text{N}_2 = 12,34 \cdot 0,78 = 9,625 \text{ м}^3;$$

$$\text{Ar} = 12,34 \cdot 0,01 = 0,123 \text{ м}^3;$$

$$\text{O}_2 = 12,34 \cdot 0,21 = 2,59 \text{ м}^3.$$

Розрахунок залишку кисню, кількості утворених CO_2 і H_2O .

Таблиця 5.6 – Склад димових газів

Компонент	м^3	% об.
CO_2	1,05	7,88
O_2	0,52	3,9
N_2	9,63	72,05
Ar	0,12	0,92
H_2O	2,04	15,25
Всього	13,37	100

Звідси фізична теплота димових газів:

$$Q_5 = V_{\text{дг}} \cdot x \cdot C_{\text{рдг}} \cdot t_{\text{дг}} = 13,37 \cdot 64,86 \cdot 1,518 \cdot 1040 = 1368739,1 \text{ кДж.}$$

Втрати теплоти в оточуюче середовище Q_6 за практичними даними [1] приймаємо рівними 83740 кДж на 100 м^3 природного газу, що подається на парову конверсію.

Загальна витрата теплоти:

$$Q_{\text{вит}} = Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 = 579842,5 + 815885,81 + 1368739,1 + 83740 = 2848207,41 \text{ кДж.}$$

Рівняння теплового балансу печі:

$$Q_{\text{пр}} = Q_{\text{вит}}, \text{ або } Q_{\text{пр}} - Q_{\text{вит}} = 0.$$

Таблиця 5.7 – Тепловий баланс трубчатої печі

Прихід теплоти	Кількість		Витрата теплоти	Кількість	
	кДж	%		кДж	%
З сумішшю природного газу та водяної пари при t_0	435438,68	15,29	З парогазовою сумішшю на виході з печі при $t_{\text{кг}}$	579842,5	20,36
Теплота спалювання природного газу	2412768,73	84,71	З димовими газами з печі при $t_{\text{дг}}$	1368739,1	48,06
			Теплота реакції при 0°C	815885,81	28,65
			Втрати в навколишнє середовище	83740	94
Всього	2848207,41	100	Всього	2848207,41	100

6 ХАРАКТЕРИСТИКА ТЕХНОЛОГІЧНОГО ОБЛАДНАННЯ

6.1 Розрахунок та вибір основного обладнання

Нові технічні винаходи, велика одинична потужність, високі вимоги до надійності роботи сприяли рішенням апаратурного оформлення агрегатів.

В процесі конверсії природного газу пред'являються високі вимоги до сировини, в тому числі вміст сполук сірки не повинен перевищувати 0,2 мг/м³ (в перерахунку на сірку). В зв'язку з цим необхідно застосовувати очистку від сірковмістних сполук шляхом гідрування з наступним поглинанням сірководню каталізатором (адсорбентом).

6.1.1 Реактор гідрування

Реактор гідрування являє собою полочний реактор заповнений насадкою, яка містить Al_2O_3 , CoO і MoO_3 . Будівництво установок доцільне при продуктивності за природним газом не менше 15000 м³/год, економічність установки зростає з підвищенням продуктивності. Очищений газ виводиться при температурі 380-400 °С і містить 5-12 % водню.

Реактор гідрування – вертикальний циліндричний апарат з внутрішнім діаметром 2000 мм і висотою 10300 мм. На колосникових ґратках укладені металеві сітки, на яких завантажено два шари каталізатора висотою 3900 мм. Для більш рівномірного розподілу газового потоку по перерізу над верхнім шаром і під нижнім шаром каталізатора, тобто на вході і на виході газу з апарата, укладені кульки з глинозему.

Алюмокобальтмолібденовий каталізатор має форму циліндрів діаметром 3,2 мм.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
						43
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		

Витрата природного газу на технологічний процес визначається наступним чином:

$$V_{\text{ПГ}} = R_0 \cdot Q = 666,67 \cdot 1360 = 906671,2 \frac{\text{м}^3}{\text{добу}} = 37777,97 \frac{\text{м}^3}{\text{год}}.$$

Якщо прийнята об'ємна швидкість дорівнює 1300 год^{-1} , тоді необхідний об'єм каталізатора:

$$V_{\text{кат}} = \frac{V_{\text{ПГ}}}{\omega_1} = \frac{37777,97}{1300} = 29 \text{ м}^3.$$

6.1.2 Апарат сіркоочистки

Процеси адсорбції проводять як правило при температурі оточуючого середовища. В данній схемі використовується реактор поглинання, який містить адсорбент на основі ZnO.

Апарат сіркоочистки – вертикальний циліндричний апарат з внутрішнім діаметром 2600 мм і висотою 12770 мм. На колосникові ґратки укладені металеві сітки, а на них завантажено два шари поглинач з оксиду цинку висотою по 4610 мм. Поглинач має форму таблеток. Як і в реакторі гідрування, над верхнім і під нижнім шаром поглинач укладені кульки з глинозему.

Якщо прийнята об'ємна швидкість дорівнює 1000 год^{-1} , тоді необхідний об'єм адсорбента:

$$V_{\text{адс}} = \frac{V_{\text{ПГ}}}{\omega_2} = \frac{37777,97}{1000} = 37,8 \text{ м}^3.$$

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
						44
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		

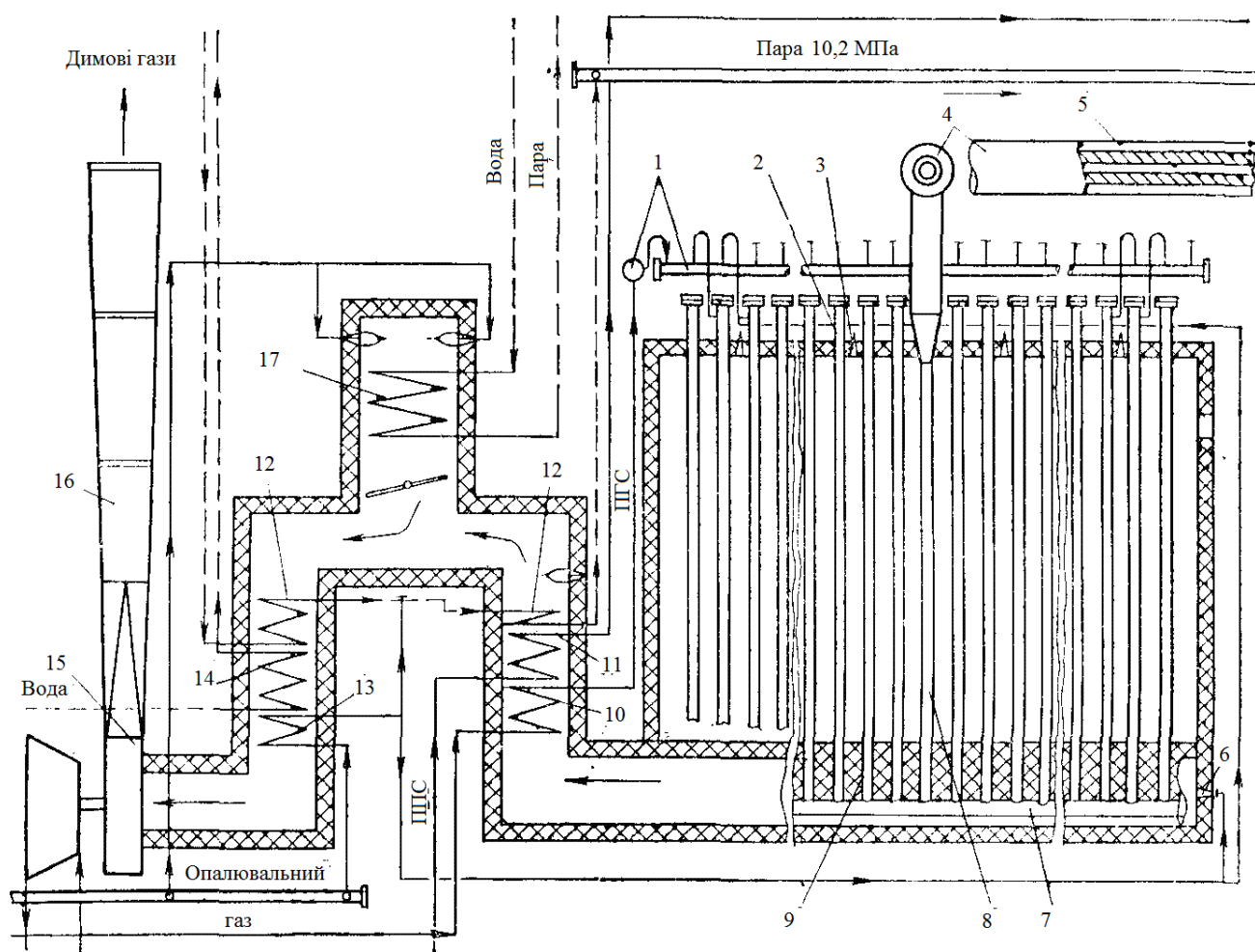
До агрегату входять два апарати. Адсорбери можуть працювати паралельно або послідовно, що дозволяє відключати апарати для заміни в них каталізатора. Для цього передбачена відповідна запірна арматура.

6.1.3 Багаторядна трубчата піч

6.1.3.1 Опис багаторядної трубчатої печі

В установках виробництва аміаку, метанолу і водню великої потужності найбільше розповсюдження набули прямооточні багаторядні трубчаті печі з верхнім полум'яним обігрівом. Трубчата піч зображена на рисунку 6.1 складається з двох блоків, об'єднаних в один агрегат: радіаційної камери і блоку використання теплоти димових газів (камери конвекції) з вбудованою допоміжною піччю 17. До основних переваг таких печей відносяться їх компактність і відносно невеликі теплові втрати. В радіаційній камері паралельно встановлено дванадцять трубних екранів, кожен з яких об'єднує сорок дві реакційні труби. Діаметр реакційної труби 134x16 мм, висота близько 14 м, довжина частини, що обігрівається 9 м, матеріал – жаростійка сталь типу 45X25H20C. Труби кожного ряду вварені в нижній збірник-колектор з кроком між трубами 230 мм. Колектор діаметром 142x19 мм виготовлений з нікелю, футерований блоками з легкого вогнестійкого бетону. Реакційні труби підвішені до несучих балок на пружинах; секції труб вільно висять в радіаційному просторі. При нагріванні печі відбувається рівномірне збільшення довжини труб всього ряду (секції). Кільцеві зазори між реакційними трубами і зводом радіаційної камери ущільнюються вогнестійкими сальниковими пристроями.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
						45
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		



1 – секційний колектор, 2 – реакційні труби, 3 – факельні інжекційні пальники, 4 – збірник-колектор, 5 – водяна сорочка, 6 – додаткові пальники, 7 – секційні колектори, 8 – газовідвідні труби, 9 – газоходи, 10 – підігрівач вихідної паро-газової суміші, 11 – підігрівач паро-повітряної суміші, 12 – пароперегрівач, 13 – підігрівач опалювального газу, 14 – економайзер живильної води, 15 – димососи, 16 – димова труба, 17 – вбудована допоміжна піч

Рисунок 6.1 – Багаторядна трубчатa піч

Парогазова суміш (ПГС) з секційних колекторів 1 рівномірно розподіляється по газопідвідних трубах між реакційними трубами 2. В реакційних трубах на нікелевому каталізаторі протікає парова конверсія вуглеводнів. Конвертований газ з труб надходить в секційні колектори 7 і по газовідвідних трубах 8 надходить в загальний збірник-колектор 4,

Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат

ХН 3209 1440 000 ПЗ

Арк.

46

футерований зсередини теплоізоляційним бетоном і розташований у водяній сорочці 5. Далі конвертований газ надходить у змішувач шахтного реактора пароповітряної конверсії. Радіаційна камера футерована високоякісним легким шамотом. Загальна товщина футеровки складає близько 150 мм. Температура зовнішньої металевої обшивки печі не повинна перевищувати 330 К. Вогнестійкі блоки зводу радіаційної камери підвішені на металевих шарнірних крюках. Камера обладнана вікнами, для спостереження за процесом, люками-лазами і покрита зварним кожухом товщиною 5 мм.

Обігрів реакційних труб здійснюється факельними інжекційними пальниками 3, які встановлені в зводі камери між рядами реакційних труб, 12 рядів реакційних труб обігріваються пальниками (13 рядів по 20 штук). Димові гази відводяться через газоходи 9, розташовані між трубними екранами в нижній частині радіаційної камери, і при температурі 1173-1370 К прямують в конвективну камеру. В торцевій стіні кожного газоходу встановлені додаткові пальники 6, необхідні для розігріву печі. Після виходу печі на нормальний режим роботи ці пальники повністю вимикаються. Димові гази після конвективної камери димососами 15 за температури не вище 433-473 К викидаються через димову трубу 16 в атмосферу.

Контроль за температурним режимом печі та керування всіма технологічними процесами здійснюється з центрального пульта управління агрегата (ЦПУ). Основним недоліком радіаційної камери трубчатої печі цього типу є те, що вимкнути одну або декілька реакційних труб (при їх аварійному стані) без зупинки всього агрегату неможливо.

В блоці апаратури, яка використовує тепло печі розташовані наступні за ходом димових газів підігрівачі: підігрівач початкової паро-газової суміші 10, підігрівач паро-повітряної суміші (ППС) 11, дві ступені пароперегрівача пари 12, економайзер живильної води 14, підігрівач опалювального газу 13.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
						47
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		

6.1.3.2 Розрахунок багаторядної трубчатої печі

Продуктивність за аміаком $Q = 1360$ т/добу. Витрата (тільки на технологію) природного газу на 1 т аміаку $R_0 = 666,67 \text{ м}^3$. Співвідношення пара/газ $N = 3,7$. Тиск процесу $P = 3,2$ МПа. Температура на виході $T = 1098$ К. Ступінь перетворення $\text{CH}_4 - X = 0,688$, $\text{CO} - Y = 0,344$. Розміри труби: зовнішній діаметр $D = 0,134$ м, товщина стінки $B = 0,016$ м, довжина зони, що обігривається $Z = 12$ м. Ступінь використання внутрішньої поверхні каталізатора $\vartheta = 0,2$. Порозність насадки $A = 0,5$. Коефіцієнт запасу $K_3 = 2$.

Гетерогенно-каталітичний процес конверсії метану (основного компоненту природного газу) з водяною парою описується рівняннями (1.1), (1.4).

Рівняння швидкості конверсії метану під тиском до 4 МПа в реакторі ідеального витіснення (діаметр труби 134 мм, довжина до 12 м):

$$-\frac{dP_{\text{CH}_4}}{d\tau} = K_2 \cdot \frac{P_{\text{CH}_4}}{P_{\text{H}_2}} \left(1 - \frac{1}{K_1} \cdot \frac{P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2}^3}{P_{\text{CH}_4} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}} \right), \quad (6.3)$$

де P_i – парціальний тиск відповідного компоненту, атм;

τ – час контакту, с;

K_2 – константа швидкості, атм·с⁻¹;

K_1 – константа рівноваги реакції (1.1), атм². Константа K_1 розраховується при температурі на виході T , оскільки саме вихідна температура визначає значення ступеня перетворення метану X за реакцією (1.1) і ступеня перетворення CO Y за реакцією (1.4).

Рівняння (6.3) і значення константи швидкості були отримані до введення одиниць СІ, тому загальний і парціальний тиск виражений в атм.

Для спрощення розрахунків реакційного об'єму розрахунок неізотермічного реактора зводиться до розрахунку ізотермічного реактора

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
						48
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		

при середній інтегральній температурі T_c , К:

$$T_c = 68,5 \cdot Z^{0,46} + 823 = 68,5 \cdot 12^{0,46} + 823 = 1037,84 \text{ К}, \quad (6.4)$$

де Z – довжина реакційної труби, що обігрівається, м.

Константа швидкості розраховується при середній інтегральній температурі [1]:

$$\lg K_2 = 6,3 - \frac{4720}{T_c} = 6,3 - \frac{4720}{1037,84} = 1,752; \quad (6.5)$$

$$K_2 = 10^{1,752} = 56,505 \text{ атм} \cdot \text{с}^{-1}.$$

При загальному тиску P , атм, початковій кількості метану 1 кмоль та об'ємному співвідношенні пара/газ = N з урахуванням ступеня перетворення метану X за реакцією (1.1) і ступеня перетворення оксиду вуглецю (II) Y за реакцією (1.2) кількість кмоль і парціальний тиск компонентів конвертованого газу розраховують згідно таблиці 6.1.

Таблиця 6.1 – Розрахункові формули

Кількість кмоль	Парціальний тиск
$n_{CH_4} = 1 - X;$	$P_{CH_4} = \frac{P \cdot (1 - X)}{1 + N + 2X};$
$n_{CO_2} = X \cdot Y;$	$P_{CO_2} = \frac{P \cdot X \cdot Y}{1 + N + 2X};$
$n_{CO} = X - X \cdot Y;$	$P_{CO} = \frac{P \cdot (X - X \cdot Y)}{1 + N + 2X};$
$n_{H_2} = 3X + X \cdot Y;$	$P_{H_2} = \frac{P \cdot (3X + X \cdot Y)}{1 + N + 2X};$
$n_{H_2O} = N - X - X \cdot Y;$	$P_{H_2O} = \frac{P \cdot (N - X - X \cdot Y)}{1 + N + 2X},$
$\sum n = 1 + N + 2X.$	$\sum P_i = P$

Ступінь перетворення метану згідно реакції (1.1) може бути представлена у вигляді:

$$X = \frac{P_{CH_4}^0 - P_{CH_4}}{P_{CH_4}^0},$$

тоді

$$dP_{CH_4} = -P_{CH_4}^0 \cdot dX,$$

де $P_{CH_4}^0$ – парціальний тиск метану у вихідній суміші пари і газу, атм,

$$P_{CH_4}^0 = \frac{P_0}{1+N}.$$

З урахуванням вищенаведених формул рівняння (6.3) приймає вигляд:

$$\frac{dX}{dt_1} = K_2 \cdot \frac{(1-X) \cdot (1+N)}{P_0 \cdot (3X + X \cdot Y)} \cdot \left[1 - \frac{1}{K_1} \cdot \frac{(X - X \cdot Y) \cdot (3X + X \cdot Y)^3 \cdot P_0^2}{(1-X) \cdot (N - X - X \cdot Y) \cdot (1+N+2X)^2} \right]. \quad (6.6)$$

Позначимо S_1 функцію, що входить в рівняння (6.6):

$$S_1 = \frac{(3X + X \cdot Y) \cdot dX}{(1-X) \cdot \left[1 - \frac{(X - X \cdot Y) \cdot (3X + X \cdot Y)^3 \cdot P_0^2}{K_1 \cdot (1-X) \cdot (N - X - X \cdot Y) \cdot (1+N+2X)^2} \right]}, \quad (6.7)$$

яку визначають числовим інтегруванням – ліміти інтегрування від нуля до X по X при фіксованому Y . Значення ступеня перетворення СО Y визначається положенням рівноваги реакції (6.2), що встановлюється практично миттєво.

Для зручності інтегрування розділяємо рівняння 6.6 на чотири такі частини:

$$X1_i = X1_{i-1} + H;$$

$$X2_i = (X1_i - X1_{i-1} \cdot Y) \cdot (3 \cdot X1_i + X1_{i-1} \cdot Y)^3 \cdot P0^2;$$

$$X3_i = K_1 \cdot (1 - X1_i) \cdot (N - X1_i - X1_{i-1} \cdot Y) \cdot (1 + N + 2 \cdot X1_i)^2;$$

$$X4_i = (3 \cdot X1_i + X1_{i-1} \cdot Y) / (1 - X1_i) / (1 - X2_i / X3_i);$$

$$S1_i = X4_i \cdot H; \quad S1 = \text{СУММ}(S1_i).$$

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
						50
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		

Виконано в середовищі MS Excel розрахунки з кроком інтегрування $n = 20$ занесено до таблиці 6.2.

Таблиця 6.2 – Розрахункові дані функції S_1

№	$X1_i$	$X2_i$	$X3_i$	$X4_i$	$S1_i$
1	0,0344	0,035175184	20145,19589	0,11913194	0,00409814
2	0,0688	0,562802937	19739,14827	0,247072337	0,00849929
3	0,1032	2,849189869	19303,90659	0,384870365	0,01323954
4	0,1376	9,004846994	18839,89648	0,533806162	0,01836293
5	0,172	21,98448973	18347,58895	0,695480683	0,02392454
6	0,2064	45,58703791	17827,50034	0,87193933	0,02999471
7	0,2408	84,45561576	17280,1924	1,065845699	0,03666509
8	0,2752	144,0775519	16706,27221	1,280731769	0,04405717
9	0,3096	230,7843794	16106,39224	1,521368242	0,05233507
10	0,344	351,7518357	15481,25029	1,794330225	0,06172496
11	0,3784	514,9998627	14831,58957	2,108892832	0,07254591
12	0,4128	729,3926065	14158,19861	2,47850906	0,08526071
13	0,4472	1004,638418	13461,91135	2,923369933	0,10056393
14	0,4816	1351,289852	12743,60705	3,475106006	0,11954365
15	0,516	1780,743668	12004,21037	4,186065501	0,14400065
16	0,5504	2305,240831	11244,69132	5,149381946	0,17713874
17	0,5848	2937,866507	10466,06527	6,547999682	0,22525119
18	0,6192	3692,550071	9669,39297	8,796859319	0,30261196
19	0,6536	4584,065098	8855,780518	13,08051855	0,44996984
20	0,688	5628,029371	8026,379388	24,67784502	0,84891787
				$S1 =$	2,81870589

Тоді час контакту:

$$t_1 = \frac{P_0 \cdot S_1}{K_2 \cdot (1 + N)} = \frac{32 \cdot 2,8187}{56,505 \cdot (1 + 3,7)} = 0,34 \text{ с}, \quad (6.8)$$

а об'єм каталізатора, що завантажується в труби розраховується за формулою:

$$V_{kat} = \frac{V_0 \cdot t_1 \cdot T \cdot K_3 \cdot (1 + N)}{3600 \cdot P_0 \cdot 273 \cdot A \cdot \partial}, \quad (6.9)$$

де V_0 – витрата сухої газової суміші, $\text{м}^3/\text{год.}$; $V_0 = (R_0 + R_{ABC}) \cdot Q/24$

R_0 – витрата (технологічна) природного газу (ПГ) на 1 т аміаку, $\text{м}^3/\text{т}$;

R_{ABC} – витрата азотоводневої суміші (ABC); $R_{ABC} = 0,1 \cdot R_0$, $\text{м}^3/\text{т}$;

Q – продуктивність за аміаком, $\text{т}/\text{добу}$;

K_3 – коефіцієнт запасу;

A – порозність шару каталізатору, частки;

∂ – ступінь використання поверхні каталізатора, частки;

T – температура на виході, К .

$$\begin{aligned} V_0 &= \frac{(R_0 + R_{ABC}) \cdot Q}{24} = \frac{(R_0 + 0,1R_0) \cdot Q}{24} = \\ &= \frac{(666,67 + 0,1 \cdot 666,67) \cdot 1360}{24} = 41555,76 \frac{\text{м}^3}{\text{год}}; \\ V_{kat} &= \frac{41555,76 \cdot 0,34 \cdot 1098 \cdot 2 \cdot (1 + 3,7)}{3600 \cdot 32 \cdot 273 \cdot 0,5 \cdot 0,2} = 46,32 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Кількість реакційних труб знаходять за формулою:

$$N_{труб} = \frac{4 \cdot V_{кат}}{3,14 \cdot Z \cdot (D - 2B)^2} = \frac{4 \cdot 46,32}{3,14 \cdot 12 \cdot (0,134 - 2 \cdot 0,016)^2} = 473 \text{ штуки},$$

де D – зовнішній діаметр реакційної труби, м ;

Z – довжина реакційної труби, що обігрівається, м ;

B – товщина стінки труби, м .

Отже, обрано багаторядну трубчатую піч з стандартною кількістю реакційних труб 500 штук.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
						52
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		

6.2 Розрахунок і вибір допоміжного технологічного обладнання

6.2.1 Розрахунок і вибір компресорної установки

Нехтуючи втратою тиску між ступенями, приблизно число ступенів стиснення n знаходять з рівняння:

$$x^n = p_{\text{кон}} / p_1,$$

звідки

$$n = \frac{\lg p_{\text{кін}} - \lg p_1}{\lg x} = \frac{\lg 40 - \lg 12}{\lg 3} = 1,1,$$

де x – ступінь стиснення в одній ступені – дорівнює, за звичай, 3 – 4 для запобігання перегріву газу і деталей устаткування при стисненні.

Отже, необхідно проводити стиснення в дві ступені.

Нехтуючи втратою тиску між ступенями, ступінь стиснення в кожній ступені двоступеневого компресора:

$$x = \sqrt{\frac{P_2}{P_1}} = \sqrt{\frac{40}{12}} = 1,83.$$

Таким чином, розподіл тиску по ступенях наведено в таблиці 6.3:

Таблиця 6.3 – Розподіл тиску за ступенями

	$P_{\text{поч}}$	$P_{\text{кін}}$
I ступінь	12	21,9
II ступінь	21,9	40

Теоретична величина роботи $L_{\text{ад}}$ (Дж/кг), що витрачається багатоступеневим компресором при адіабатичному (ізоентропійному) стисненні 1 кг газу, може бути порашована за формулою:

$$L_{\text{ад}} = np_1 \nu_1 \frac{k}{k-1} \left[\left(\frac{p_{\text{кін}}}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{kn}} - 1 \right] = nRT_1 \frac{k}{k-1} \left[\left(\frac{p_{\text{кін}}}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{kn}} - 1 \right],$$

де κ – показник адіабати, рівний C_p/C_v ;

p_1 і p_2 ($p_{\text{кон}}$) – початковий і кінцевий тиск газу, Па;

v_1 – питомий об'єм газу при p_1 і T_1 , м³/кг;

R – газова постійна, 8310/М, Дж/(кг·К);

M – молярна маса газу, г/моль.

Прийнято, що метан в проміжному холодильнику охолоджується до $T_1 = 30^\circ\text{C} = 303\text{ K}$.

$$L_{ad} = 2 \cdot \frac{8310}{16} \cdot 303 \cdot \frac{1,31}{1,31-1} \left[\left(\frac{40}{12} \right)^{\frac{1,31-1}{1,31}} - 1 \right] = 203629,72 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}}.$$

Температура газу в кінці процесу адіабатичного стиснення визначається з рівняння:

$$T_2 = T_1 \cdot \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}} = 303 \cdot \left(\frac{40}{12} \right)^{\frac{1,31-1}{1,31}} = 403\text{ K} = 130^\circ\text{C}.$$

Потужність N (кВт), споживана двигуном двохступеневого компресора, стискаючого G кг газу за 1 год. від p_1 до p_2 , розраховуємо за формулою:

$$N = \frac{V \cdot \rho_0 \cdot L_{ad}}{3600 \cdot 1000 \cdot \eta} = \frac{37777,97 \cdot 0,72 \cdot 203629,72}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,7} = 2197,92 \text{ кВт},$$

де η – загальний к.к.д. компресора;

V – витрата природного газу, м³/год;

ρ_0 – густина метану, кг/м³.

Отже, обрано двохкорпусну компресорну установку для стиснення природного газу типу КНД-МСL-455, яка задовольняє розраховану потужність.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
						54
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		

7 АВТОМАТИЧНИЙ КОНТРОЛЬ ТА КЕРУВАННЯ ВИРОБНИЦТВОМ

Складність і висока швидкість протікання технологічних процесів у хімічній промисловості, їх чутливість до порушень режиму, а також підвищені вибухо-пожежонебезпечність і шкідливість умов роботи спричиняють підвищену увагу до питань автоматизації хіміко-технологічних процесів. Автоматичний контроль та керування технологічними процесами забезпечують високу якість продукції, раціональне використання сировини та енергії, подовження термінів міжремонтного пробігу устаткування, зменшення чисельності технічного персоналу.

У виробництві неорганічних речовин дуже важливо, щоб постійно підтримувалися параметри проведення процесу, а саме такі, як тиск, температура та інші. Використання автоматизації даних виробництв дуже полегшує процес та дозволяє збільшити продуктивність підприємств. На автоматизованих лініях операції робить обладнання і, на відміну від людини, обладнання може постійно реєструвати зміни технологічного режиму, що дозволяє вчасно відкоригувати режим проведення процесу, на випадок, коли система автоматично не може відкоригувати стан процесу, схема обладнана системою сигналізації.

7.1 Аналіз технологічного процесу як об'єкта автоматизації

Проаналізувавши режим проведення процесу парової конверсії метану, можна зробити висновки, які саме параметри необхідно буде контролювати і регулювати. По-перше, необхідно контролювати співвідношення витрат повітря та природного газу. Також треба забезпечити автоматичний контроль і регулювання температури:

- водяної пари після первинного нагрівання в конвекційній зоні печі;
- паро-газової суміші після конвекційної зони печі;
- паро-повітряної суміші після конвекційної зони печі;

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		55

- конвертованого газу (CH_4 , CO , CO_2 , H_2);
- природного газу перед конверсією;
- опалювального газу.

Параметри контролю та регулювання процесом парової конверсії метану наведено у таблиці 7.1.

Таблиця 7.1 – Параметри контролю та керування процесом

№ п/п	Назва стадії процесу, місце заміру параметру	Назва параметру, що контролюється чи регулюється	Норми технологічного режиму та допустимі відхилення	Вимоги до рівня автоматизації (контроль, регулювання)
1	Трубопровід водяної пари після нагрівання в конвекційній зоні печі	Температура	200...220 °C	контроль, регулювання
2	Трубопровід водяної пари після нагрівання в конвекційній зоні печі	Температура	220...250 °C	контроль, регулювання
3	Трубопровід пароповітряної суміші після нагрівання в конвекційній зоні печі	Температура	500...550 °C	контроль, регулювання
4	Трубопровід паро-газової суміші після нагрівання в конвекційній зоні печі	Температура	500...550 °C	контроль, регулювання
5	Трубопровід опалювального газу після нагрівання в конвекційній зоні печі	Температура	500...550 °C	контроль, регулювання
6	Трубопровід конвертованого газу (CH_4 , CO , CO_2 , H_2)	Температура	800...830 °C	контроль, регулювання
7	Трубопровід водяної пари після нагрівання в конвекційній зоні печі	Температура	460...490 °C	контроль, регулювання
8	Трубопровід повітря для спалювання	Витрата	-	контроль, регулювання
9	Трубопровід опалювального газу для спалювання	Витрати	-	контроль, регулювання

7.2 Опис розробленої схеми автоматизації

Для забезпечення нормальної роботи усього технологічного устаткування, збільшення продуктивності виробництва, підвищення якості продукту, стабілізації, контролю та реєстрації технологічних параметрів, а також мінімізації можливих помилок технологічного персоналу розроблено схему автоматизації, що призначена вирішувати всі ці завдання. Схема автоматизації включає низку контурів автоматичного контролю та регулювання режимних параметрів технологічного процесу парової конверсії метану.

Для контролю та регулювання температури водяної пари після конвекційної зони печі та після вбудованої допоміжної печі, після конвекційної зони печі паро-повітряної суміші, паро-газової суміші, природного газу на конверсію, опалювального газу та водяної пари розроблено контури 1, 3, 5, 7, 9, 11, 13 відповідно, що складаються з термоелектричних перетворювачів з уніфікованим вихідним сигналом (1-1, 2-1, 3-1, 4-1, 5-1, 6-1, 7-1), вторинних показувальних і реєструвальних приладів (1-2, 2-2, 3-2, 4-2, 5-2, 6-2, 7-2), нормувальних перетворювачів (1-3, 2-3, 3-3, 4-3, 5-3, 6-3, 7-3), блоків регулювальних електричних (1-4, 2-4, 3-4, 4-4, 5-4, 6-4, 7-4), електричних виконавчих механізмів (1-5, 2-5, 3-5, 4-5, 5-5, 6-5, 7-5) та пускачів магнітних безконтактних (МП1, МП2, МП3, МП4, МП5, МП6, МП7), із кнопкою запобіжного вимикання (SA1, SA2, SA3, SA4, SA5, SA6, SA7).

Контур 8, 9 застосовують для контролю та регулювання співвідношення повітря та опалювального газу. Контур містить звужувальні пристрої (8-1), (9-1), пневматичні передавальні перетворювачі перепаду тиску (8-2), (9-2), пневматичний показувальний і реєструвальний прилад (8-3), регулятор пневматичний (8-4), виконавчий механізм (8-5), перетворювач пневмоелектричний (8-6), (9-3), та перетворювач електропневматичний (8-7).

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		57

7.3 Висновки щодо виконання поставлених задач автоматизації

В даному розділі проведено автоматизацію трубчатої печі процесу парової конверсії метану у виробництві аміаку. Автоматизовано всі основні параметри, які можуть вплинути на якість продукту та продуктивність процесу. А саме автоматизовано: підтримання температури в певних межах, яка впливає на вихід продукту та швидкість перетворення метану у водень, оксид вуглецю (II) і (IV). Використання автоматизації даних виробництв значно полегшує процес та дозволяє збільшити продуктивність підприємств.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		58

8 ЕКОНОМІКО – ОРГАНІЗАЦІЙНІ РОЗРАХУНКИ

Економіко-організаційні розрахунки є важливою частиною роботи, яка дає змогу обґрунтувати доцільність існування даного відділу підприємства. В умовах ринкової економіки від інженерно-технічного, технологічного персоналу підприємства власники цих підприємств очікують вміння застосовувати сучасні форми організації діяльності виробництва, формування нових моделей, організаційно-економічного забезпечення ефективної праці.

Технологічний процес складається з п'яти основних стадій. Для того, щоб не порушувалась його неперервність, кожна з них повинна виконуватись певний визначений проміжок часу. Перелік основних операцій наведений в таблиці 8.1.

Таблиця 8.1 – Основні операції технологічного процесу

№	Операція	Час t_i , хв.
1	Очищення природного газу від важких вуглеводнів	30
2	Нагрівання природного газу	20
3	Очищення газу від сірководню	30
4	Гідрування сіркоорганічних сполук	30
5	Конверсія природного газу водяною парою	30

Допоміжні процеси – енергозбереження, обслуговування, ремонт технологічного обладнання, контроль виробництва. Побічні процеси виробництва заключаються у використанні теплових ефектів реакцій для охолодження чи нагрівання апаратів (утилізація тепла).

ВРПП відділення парової конверсії природного газу показано на рисунку 8.1.

Задана продуктивність для даного виробництва – 1360 т/добу. При безперевному виробництві для заданої продуктивності використовується пара-

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Да-		59

лельний ВРПП, який забезпечує необхідну продуктивність без введення додаткової виробничої лінії.

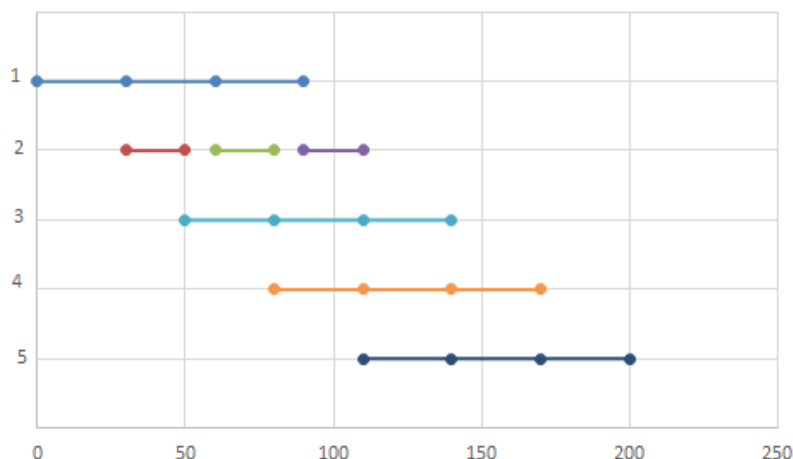


Рисунок 8.1 – ВРПП відділення парової конверсії природного газу

Підприємство працює 7 днів на тиждень у три зміни, тривалість зміни 8 годин. Кількість робочих днів у році 350, якщо враховувати 15 діб на ремонт.

Кількість виробничих циклів за рік:

$$N_{\text{вц}} = \frac{D_p \cdot 24 \cdot 60}{T_{\text{вц}}}, \quad (8.1)$$

$$N_{\text{вц}}^{\text{рік}} = \frac{350 \cdot 24 \cdot 60}{140} = 3\,600 \text{ виробничих циклів/рік},$$

де 24 – кількість годин на добу;

D_p – кількість робочих днів цеху протягом року;

$T_{\text{вц}}$ – тривалість виробничого циклу.

Продуктивність відділення парової конверсії складає 1360 т/добу. Отже, річний випуск продукції становить:

$$B = 350 \cdot 1360 = 476\,000 \text{ т/рік}.$$

$$B_{\text{завантаж}} = \frac{B_{\text{рік}}}{N_{\text{вц}}^{\text{рік}}}, \quad (8.2)$$

$$B_{\text{завантаж}} = \frac{476\,000}{3\,600} = 132,22 \text{ т/виробничий цикл}.$$

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Да-		60

Кількість одиниць обладнання на один виробничий цикл: 2 сепаратора, 2 підігрівачі, 1 апарат гідрування сіркоорганічних сполук, 2 адсорбери, 1 трубчата піч.

8.1 Організаційна структура

Посади та схема підпорядкування цеху відображені на рисунку 8.2

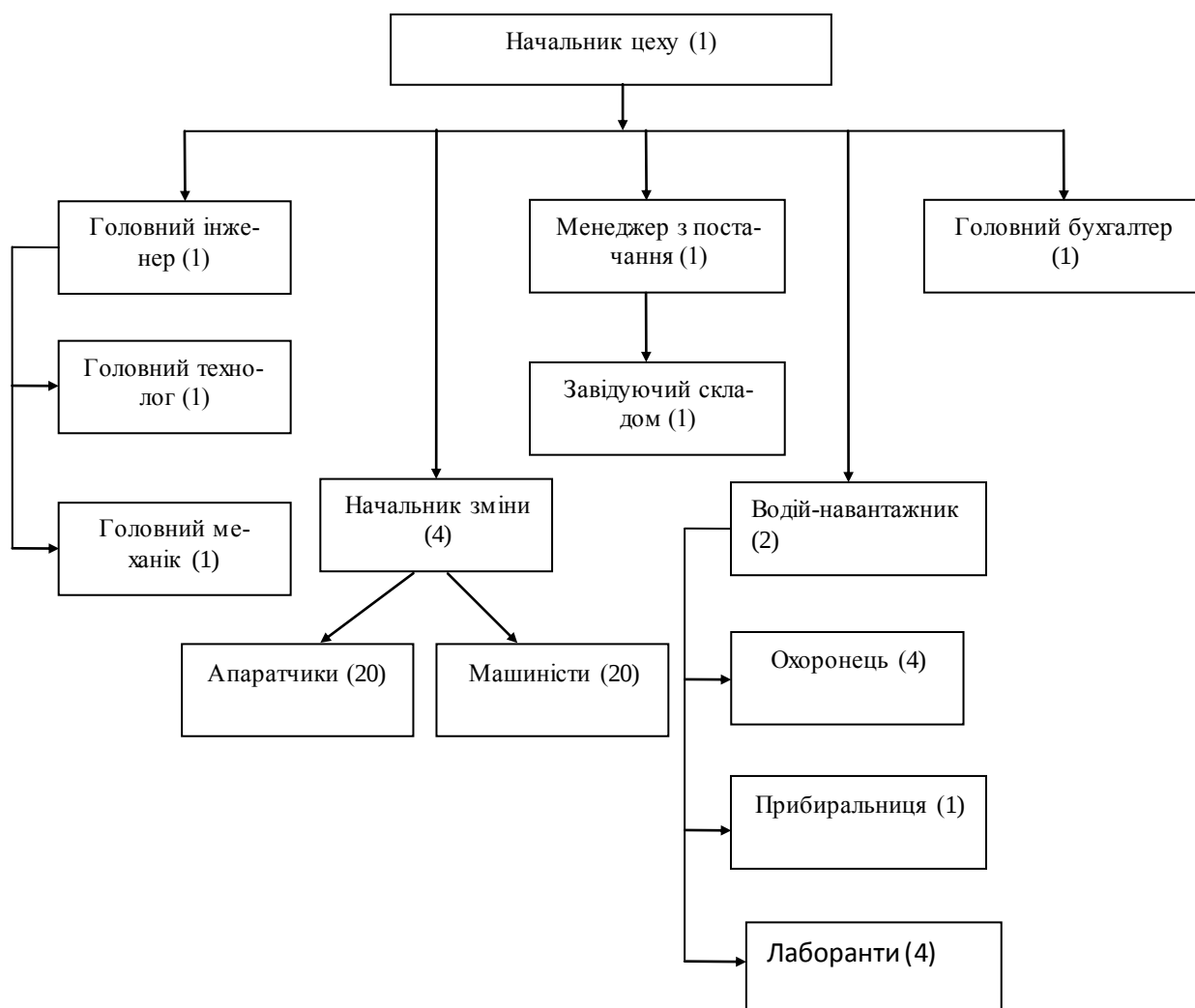


Рисунок 8.2 – Організаційна структура відділення парової конверсії природного газу у виробництві аміаку

Для робочого персоналу маємо – зміна складається з начальника зміни (1), машиніст (5), апаратчик (5), охоронець (1), лаборант (1) – це ті, які мають тризмінний графік роботи, а в одну зміну працюють – начальник це-

ху(1), головний механік (1), головний інженер (1), головний бухгалтер (1), головний технолог (1), менеджер з постачання (1), завідуючий складом (1), а також водії (2) і прибиральниця (1). Отже, сумарна явочна кількість робочого персоналу в першу зміну складає 23 чоловіки, а в другу і третю – по 13 чоловік.

$$T_{\text{підпр}}^{\text{рік}} = 365 \cdot 24 = 8\,760 \text{ год.}$$

$$T_{\text{прац}}^{\text{рік}} = \frac{365 - T_{\text{св}}}{7} \cdot 40 - (T_{\text{св}}^* - 1), \quad (8.3)$$

$$T_{\text{прац}}^{\text{рік}} = \frac{365 - 11}{7} \cdot 40 - (8 - 1) = 2016 \text{ год.}$$

$$N_{\text{бриг}} = \frac{T_{\text{підпр}}^{\text{рік}}}{T_{\text{прац}}^{\text{рік}}}. \quad (8.4)$$

$$N_{\text{бриг}} = \frac{8\,760}{2\,016} = 4,3 \approx 4.$$

Чисельність працівників за списком:

$$Ч_{\text{сп}} = Ч_{\text{яв}} \cdot K_{\text{перерах}}, \quad (8.5)$$

$$K_{\text{перерах}} = \frac{T_{\text{відділу}}^{\text{рік}}}{T_{\text{прац}}^{\text{рік}}}, \quad (8.6)$$

$$K_{\text{перерах}} = \frac{8\,760}{2\,016} = 4,3 \approx 4.$$

$$Ч_{\text{яв}} = 13 + 10 = 23 \text{ осіб},$$

$$Ч_{\text{сп}} = 13 \cdot 4 + 10 = 62 \text{ особи},$$

де 13 – кількість працівників, що працюють позмінно;

10 – кількість працівників, що виходять в одну зміну.

Отже, відділу необхідно 4 бригади працівників для забезпечення заданої продуктивності.

Виробництво працює 7 днів на тиждень у 3 зміни (з 8:00-16:00; з 16:00-00:00 та з 00:00-08:00). Графіки змінності зображено в таблиці 8.2. та 8.3

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Да-		62

Таблиця 8.2 – Графік змінності бригадного персоналу.

Дні	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Бригада 1	1	1	1	1	В	2	2	2	2	В	3	3	3	3
Бригада 2	В	2	2	2	2	В	3	3	3	3	В	В	1	1
Бригада 3	2	В	3	3	3	3	В	В	1	1	1	1	В	2
Бригада 4	3	3	В	В	1	1	1	1	В	2	2	2	2	В

Режим роботи денного персоналу: 5 днів на тиждень, тривалість зміни
8 годин (8:00-17:00)

Таблиця 8.3 – Графік змінності керуючого та обслуговуючого персоналу.

Дні	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Бригада 1	1	1	1	1	1	В	В	1	1	1	1	1	В	В

Звідси, річна фактична тривалість роботи змінного персоналу:

$$T_{\text{рік факт}}^{\text{прац}} = \frac{365}{T_{\text{зм.обор}}} \cdot (T_{\text{зм.обор}} - T_{\text{вих}}) \cdot t_{\text{зм}}, \quad (8.7)$$

де $T_{\text{зм.обор}}$ – тривалість змінообороту, дні;

$T_{\text{вих}}$ – кількість днів відпочинку в змінообороті;

$t_{\text{зм}}$ – тривалість робочої зміни, год.

$$T_{\text{рік факт}}^{\text{прац}} = \frac{365}{16} \cdot (16 - 4) \cdot 8 = 2190 \text{ год.}$$

$$T_{\text{перепрац}} = 2190 - 2016 = 174 \text{ год/рік.}$$

Розрахуємо річну фактичну тривалість роботи денного персоналу:

$$T_{\text{нідпр}}^{\text{прац}} = \frac{365 - T_{\text{св}}}{7} \cdot 40 - (T_{\text{св}} - 1). \quad (8.8)$$

$$T_{\text{вир.факт}}^{\text{н.у.}} = \frac{365 - 11}{7} \cdot 40 - (8 - 1) = 2016 \text{ год.}$$

$$T_{\text{перепрац}} = 2016 - 2016 = 0 \text{ год/рік}$$

Перепрацювання кожного з працівників, що працюють позмінно враховано при нарахуванні заробітної плати.

8.2 Технічний контроль на виробництві

Технічний контроль – сукупність методів, заходів та засобів, які забезпечують відповідність якості продукції, яка випускається, вимогам стандартів і нормативів. Об'єктом технологічного контролю є технологічний процес. Контроль поділяють на вхідний, заключний, проміжний.

Вхідний контроль – перевірка якості продукції, що надходить на підприємство, як сировини. На даному підприємстві це визначення якості вихідної сировини (вміст природного газу та повітря). Цей контроль проводиться лаборантом цеху. Він зобов'язаний вести журнал вхідного контролю.

Проміжний контроль – це перевірка технологічної дисципліни при виконанні технологічного процесу. Виконується головним технологом, який веде журнал проміжного контролю.

Заклучний контроль – це оцінка якості готової продукції, в нашому випадку конвертованого газу. Основна мета цього контролю – виявлення браку. Заклучний контроль проводиться лаборантом після завершення кожного виробничого циклу. Результати заключного контролю заносять до журналу заключного контролю.

Розрахунок втрат речовин на контроль якості відсутній, оскільки проби, котрі беруться до лабораторії мізерні в порівнянні з щорічним випуском продукції, тому ними нехтують.

8.3 Розрахунок основних фондів

Основні фонди – засоби праці, які використовуються багаторазово, не змінюють свою натуральну форму тривалий час, а їх вартість враховується у вартості готової продукції частинами.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Да-		64

Вартість основних фондів наведена у таблиці 8.4, до яких входять затрати на обладнання та приміщення, з суми яких відраховуємо амортизаційні відрахування.

Таблиця 8.4 – Вартість основних фондів

Основні фонди	Кількість Одиниць	Вартість, грн.	Мінімально допустимі строки ко- рисного ви- користання, роки	Сума аморти- заційних відра-хувань, грн/рік
Сепаратор	2	20 000	5	4 000
Апарат гідрування	1	500 000	5	100 000
Адсорбер	2	1 000 000	5	200 000
Підігрівач	2	15 000	5	3 000
Компресор	5	50 000	5	10 000
Дегазатор	1	100 000	5	20 000
Економайзер	1	30 000	5	6 000
Трубчата піч	1	1 500 000	5	300 000
Змішувач	2	110 000	5	22 000
Турбіни	2	60 000	5	12 000
Труби	-	400 000	5	80 000
Виробничий інвен- тар	-	20 000	5	4 000
Вартість оренди будівель, виробни- чого приміщення	-	2 000 000	1	2 000 000
Нематеріальні ак- тиви (ліцензії, сер- тифікати)	-	1 000 000	5	200 000
Електронно- обчислювальні ма- шини	-	100 000	5	20 000
Всього	-	6 905 000	-	2 981 000

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Да-		65

Амортизаційні відрахування (з таблиці 8.5):

$$A = A_{\text{буд}} + A_{\text{обл}} + A_{\text{інвентар}} + A_{\text{нем. акт.}}, \quad (8.9)$$

$$A = 2\,981\,000 \text{ грн/рік.}$$

Вартість основних фондів (з таблиці 8.5):

$$OF = B_{\text{буд}} + B_{\text{обл}} + B_{\text{інвентар}} + B_{\text{нем. акт.}}, \quad (8.10)$$

$$OF = 6\,905\,000 \text{ грн/рік.}$$

8.4 Розрахунок оборотних засобів

Оборотні засоби – це матеріальні цінності, грошові засоби, які знаходяться у розпорядженні підприємства, використовуються у процесі виготовлення продукції повертаються підприємству у ході її продажу.

1. Розрахунок витрати сировини за рік:

Таблиця 8.5 – Розрахунок вартості основних та допоміжних матеріалів відділення парової конверсії природного газу у виробництві аміаку

Назва	Одиниці	Кількість (од/т)	Ціна, грн./од	Загальна вартість на 1 т аміаку, грн.
1	2	3	4	5
Природний газ	м ³	643,5	5	3217,5
Азото-воднева суміш	м ³	583	0,8	466,4
Вода знесолена	м ³	5	25	125
Розчин МЕА	т	0,012	22	0,26

Продовження таблиці 8.5

1	2	3	4	5
Поглинач цинковий	кг	0,206	56	11,5
Каталізатор нікелевий для конверсії газоподібних вуглеводнів	кг	0,036	248	8,9
Каталізатор алюмокобальто-молібденовий	кг	0,0263	236	6,2
Загальна сума				3835,5
Транспортно-підготовчі витрати 10%				383,6
Невраховані реактиви та матеріали 10%				383,6
Всього				4602,7

Цех здійснює випуск 476 000 т аміаку на рік, а це означає, що вартість реактивів та матеріалів становитиме 2 190 885 000 грн/рік.

Вартість запасних частин для обладнання становить 200 000 грн./рік.

2. Розрахуємо витрати електроенергії.

Період роботи підприємства за рік $\tau = 8760$ год.

$$C_{el} = \sum (T_{рег} \cdot \tau) \cdot P_{обл}^{річ}, \quad (8.11)$$

де $T_{рег}$ – тарифна ставка за регульованим тарифом:

$$T_{рег} = 1,942 \text{ грн./кВт} \cdot \text{год.}$$

$P_{обл}^{річ}$ – річна потужність обладнання, 664,5 кВт/год (сумарна по всьому технологічному обладнанню та освітленню):

$$C_{el} = (1,942 \cdot 8760) \cdot 664,5 = 11\,304\,420 \text{ грн/рік}$$

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Да-		67

3. Фонд оплати праці:

В таблиці 8.6 наведені заробітні плати працівників для розрахунку ФОП.

Таблиця 8.6 – Заробітна плата працівників

Посада	Кількість	ЗП працівника, грн/міс	Всього
Начальник цеху	1	15 000	15 000
Головний технолог	1	8 000	8 000
Головний інженер	1	8 000	8 000
Головний механік	1	7 000	7 000
Начальник зміни	4	7 000	28 000
Апаратчик	20	5 000	100 000
Машиніст	20	4 500	90 000
Менеджер з поста- чання	1	5 500	5 500
Завідувач складом	1	4 500	4 500
Головний бухгалтер	1	4 000	4 000
Лаборант	4	4 000	16 000
Водій-навантажник	2	3 500	7 000
Охоронець	4	3 500	14 000
Прибиральниця	1	3 200	3 200
Всього:	127	-	310 200

Фонд оплати праці відділення попереднього очищення природної води:

$$\text{ФОП} = \text{ЗП} + \text{Нарахування} \quad (8.12)$$

$$\text{ФОП} = 310\,200 \cdot 12 \cdot 1,22 = 4\,541\,328 \text{ грн/рік.}$$

Вартість оборотних засобів відділення:

$$\text{ОБЗ} = \text{Ц}_{\text{сиров}} + \text{Ц}_{\text{запас.частин}} + \text{Ц}_{\text{сел}} + \text{ФОП} \quad (8.13)$$

$$\begin{aligned} \text{ОБЗ} &= 2\,190\,885\,000 + 200\,000 + 11\,304\,420 + 4\,541\,328 = \\ &= 2\,206\,930\,748 \text{ грн/рік.} \end{aligned}$$

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Да-		68

8.5 Розрахунок техніко-економічних показників

Капіталовкладення:

$$K = OF + O\delta Z = 6\,905\,000 + 2\,206\,930\,748 = 2\,213\,835\,748 \text{ грн.}$$

Собівартість річного випуску:

$$C_{\text{річн. вип.}} = A + O\delta Z = 2\,981\,000 + 2\,206\,930\,748 = 2\,209\,911\,748 \text{ грн/рік.}$$

Собівартість 1т конвертованого газу:

$$C = C_{\text{річн. вип.}} / B_{\text{річн}} = 2\,209\,911\,748 / 476\,000 = 4\,642,67 \text{ грн/т.}$$

Подальші техніко-економічні розрахунки не можливо провести, оскільки це виробництво є незавершеним, тому кінцевий продукт використовується для виробництва аміаку, а не йде на продаж.

Таблиця 8.7 – Техніко-економічні показники.

Показник	Значення
Капіталовкладення	2 213 835 748 грн
Собівартість	4 642,67 грн/т
Чисельність явочна	23 особи
Чисельність за списком	62 особи
Прибуток	-
Рентабельність	-

Висновок: У даному розділі була розрахована собівартість 1 т конвертованого газу, вона склала 4 642,67 грн/т при капіталовкладенні 2 213 835 748 грн.

8.6 Розрахунок економічної вигоди від впровадження проектного рішення щодо екологізації виробництва

В дипломному проекті розглянуто виробництво, що є шкідливим з точки зору екології, оскільки є постійні та періодичні викиди газів до атмосфери. В результаті цього підприємство має щорічно сплачувати екологічні платежі за

забруднення довкілля. В таблиці 8.8 наведено розрахунки економічних збитків за забруднення атмосферного повітря.

Таблиця 8.8 – Зведені розрахунки економічних збитків за забруднення атмосферного повітря

Назви забруднюючих речовин	Фактичні обсяги скидів, т/рік	Нормативи збору за тонну забруднюючої речовини, грн./т	Плата за викиди, грн./рік	Загальні суми збору, грн./рік
Оксид азоту	937,08	80	74966,4	73991,84
Оксид вуглецю	485,96	3	1457,88	971,97
Загальна плата				74963,81

В даному проекті запропоновано введення додаткового обладнання, що позбавить підприємство від щорічних екологічних штрафів. В таблиці 8.9 і 8.10 наведені розрахунки вартості основного обладнання та матеріалів для впровадження проектного рішення щодо екологізації виробництва відповідно.

Таблиця 8.9 – Розрахунок вартості основного обладнання для впровадження проектного рішення щодо екологізації виробництва

Назва Обладнання	К-ть	Початкова вартість, грн	Ліквідаційна вартість, грн.	Витрати на ремонт і обслуговування, 5 %	Термін експлуатації, років	Амортизаційні відрахування, грн./рік
Абсорбційна колона	1	50 000	25 000	2 500	10	5 000
Регенераційна колона	1	45 000	15 000	2 250	10	5 250

Таблиця 8.10 – Розрахунок вартості матеріалів для впровадження проектного рішення щодо екологізації виробництва

Назва	Одиниці	Кількість (од)	Ціна, 71грн./од	Загальна вартість, грн.
Розчин МЕА	Т	6475,2	22	142 454
Витрати на регенерацію розчину МЕА 5 %				7 122,7
Невраховані реактиви та матеріали 5 %				7 122,7
Всього				156 699,4

Для того, щоб показати доцільність впровадження даного проектного рішення проведено розрахунок терміну повернення капіталовкладення, що представлено нижче.

$$\Phi_{n,n} + BM + A \cdot T_{пов.к} = EP \cdot T_{пов.к},$$

де $\Phi_{n,n}$ – початкова вартість основного обладнання, яке необхідне для впровадження проектного рішення, грн.;

BM – вартість матеріалів, грн.;

A – амортизаційні відрахування з нового обладнання, грн./рік;

EP – щорічні екологічні платежі, грн./рік;

$T_{пов.к}$ – термін повернення капіталовкладення, років.

$$(50\,000 + 45\,000) + 156\,699,4 + (5\,000 + 5\,250) \cdot T_{пов.к} = 74\,963,8 \cdot T_{пов.к}$$

$$T_{пов.к} = 4 \text{ роки.}$$

З проведених розрахунків можна зробити висновок, що впровадження проектного рішення по екологізації виробництва дасть такий фінансовий результат, який за 4 роки покриє витрати на його реалізацію і надалі буде приносити потенційний прибуток. До того ж це суттєво покращить екологічний стан місцевості навколо підприємства.

9 ОХОРОНА ПРАЦІ

З технологічної частини проекту впливає, що у відділенні парової конверсії метану на виробництві аміаку використовуються агресивні та вибухонебезпечні речовини, процес протікає при підвищених тисках та температурах в складній апаратурі. Також використовується електрична, механічна, теплова енергія та енергія хімічних реакцій.

Внутрішньоцеховий транспорт представлений трубопроводами та газоходами.

В даному розділі на основі оцінки шкідливих небезпечних виробничих факторів (ШНВФ), з урахуванням особливостей виробничого середовища розроблено план заходів щодо створення здорових та безпечних умов праці та пожежної безпеки на об'єкті, що проектується.

9.1 Виявлення та аналіз ШНВФ на досліджуваному об'єкті. Заходи з охорони праці

9.1.1 Повітря робочої зони

Параметри мікроклімату для відділення парової конверсії метану у виробництві аміаку наведені у таблиці 9.1. У відділенні виконуються роботи середньої важкості, згідно з ДСН 3.3.6.042-99.

У виробництві є підвищена температура поверхонь обладнання (трубчата піч, парозбірник, полум'яний підігрівач).

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		72

Таблиця 9.1 – Оптимальні та допустимі величини температури, відносної вологості та швидкості руху повітря в робочій зоні виробничого приміщення [10]

Пора року	Категорії робіт	Температура, °С		Оптимальна вологість, %	Швидкість руху повітря, м/с
		Оптим.	Допустим.		
Холодна	Середньої важкості Па	19...21	17...23	40...60	0,2
Тепла	Середньої важкості Па	21...23	18...27	40...60	0,3

Захист робочої зони від небезпечних речовин забезпечується герметизацією технологічного та транспортного обладнання.

Нормальні санітарно-гігієнічні умови забезпечуються загальнообмінною вентиляцією приміщення та підтриманням нормальної температури, вологості та чистоти приміщень. Природний обмін повітря у приміщенні здійснюється за допомогою вікон та дверей. Витяжна вентиляція передбачена для видалення забрудненого повітря. Передбачена система центрального парового опалення, повітряні теплові завіси у дверях і на воротах відділення виробничого цеху, для підтримання оптимальних умов мікроклімату.

Встановлюють теплоізолюючі захисти на трубопроводах з гарячими речовинами та апаратах, що нагріваються. Коротка санітарна характеристика виробництва наведена в таблиці 9.2.

Таблиця 9.2 – Коротка санітарна характеристика виробництва

Назва виробничої ділянки				
Шкідливі речовини, що виділяються, причини їх виділення				
Група шкідливої речовини, характеристика шкідливого впливу				
ГДК шкідливої речовини у повітрі робочої зони, мг/м ³				
Клас небезпечності шкідливої речовини				
Засоби індивідуального захисту: тип, марка, ГОСТ				
Засоби долікарняної допомоги				
Методи контролю вмісту шкідливих речовин у повітрі робочої мни				
Клас виробництва згідно з СН 245-71				
Санітарна група виробничого процесу згідно зі СНиП 2.09.04-87				

Трубчаті піч				
Метан, CH ₄	Загально-токсична, викликає ураження ЦНС	7000	4	Шланговий протигаз марки ГПП-1, ППП-2,
Оксиди азоту, NO _x	Загально-токсична, призводить до втрати свідомості	5	3	
Оксид вуглецю (IV), CO ₂	Загально-токсична, подразнює дихальні шляхи	30000	4	
Оксид вуглецю (II), CO	Загально-токсична, викликає ураження ЦНС	20	4	

Вивести потерпілого у добре провітрюване приміщення	Газо-аналізатор СТХ-17-4	III	36
Звільнити від стискууючого одягу, свіже повітря, тепло, спокій	Газо-аналізатор "Поиск 2"		
Вивести на свіже повітря, послабити стискууючий одяг	Газо-аналізатор С-1100		
Вивести на свіже повітря, послабити стискууючий одяг	Газо-аналізатор СО12М		

Вентиляція, за допомогою якої, повітря подається в приміщення чи видаляється з них з використанням механічних побудників руху повітря, є механічною вентиляцією [8]. Проектом передбачено систему припливної та витяжної механічної вентиляції.

Проектом передбачено припливно-витяжну вентиляцію, яка проходить 8-ми кратний обмін повітря.

Визначимо об'єм повітря, що видаляється:

$$V_{нов} = K \cdot V_{прим},$$

де K – кратність повітрообміну;

$V_{прим}$ – об'єм приміщення, $м^3$.

$$V_{прим} = a \cdot b \cdot h = 36 \cdot 18 \cdot 6,5 = 4212 \text{ } м^3;$$

$$V_{нов} = 8 \cdot 4212 = 33696 \frac{м^3}{год}.$$

Приведемо об'єм повітря до робочих умов:

$$W = V_{нов} \cdot \frac{273 + t}{273} = 33696 \cdot \frac{273 + 21}{273} = 36288 \frac{м^3}{год}.$$

Проектом передбачено вентилятор типу В-Ц4-76 з клиноремінною передачею. Номер вентилятора 10, тиск 139 мм вод. ст., частота обертів 1014 об/хв., потужність 38000 $м^3/год$; електродвигун типу 4А18084, потужність 22 кВт, частота обертів 1470 об/хв.

Встановимо три таких вентилятори, один на припливну, другий на витяжну і третій на резервну вентиляцію.

У відділенні передбачена аварійна вентиляція з 10-ти кратним обміном повітря.

Розрахуємо швидкість протікання повітря по трубопроводу при діаметрі трубопроводу 0,7 м:

$$v = \frac{36288}{3600 \cdot 0,7} = 14,4 \frac{м}{с}$$

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		75

При проектуванні виробництва норми швидкості протікання повітря знаходяться в межах 10-20 м/с. Отже, розрахунки показують, що передбачена в проекті система вентиляції відповідає нормам.

9.1.2 Виробниче освітлення

За ДБН В.2.5-28-2006, роботи у відділені відносяться за умовами до розряду VIIa.

В проектуваному відділені передбачене бокове природне, загальне штучне (робоче, чергове, евакуаційне, аварійне, охоронне) та суміщене освітлення.

В таблиці 9.3 наведено санітарні норми освітленості приміщень при штучному освітленні і КПО при природному і суміщеному освітленні.

Таблиця 9.3 – Санітарні норми освітленості приміщень при штучному освітленні і КПО при природному і суміщеному освітленні [8]

Характеристика зорової роботи	Розряд роботи	Контраст об'єкту розпізнавання з фоном	Характеристика фону	Штучне освітлення		Природне освітлення		Суміщене освітлення	
				Освітленість, лк		КПО, e_N , %		КПО, e_N , %	
				При комбінованому освітленні	При загальному освітленні	При верхньому та бічному освітленні	При боковому освітленні	При верхньому та бічному освітленні	При боковому освітленні
Постійне стеження за ходом виробничого процесу	VIII a	Незалежно від характеристики фону та контрасту об'єкту з фоном	-	75	1	0,3	0,7	0,2	

Напруга системи живлення робочого та чергового освітлення 380/220 В, ремонтного – 36 В, аварійного – 12 В.

У відділені система природного бокового одностороннього освітлення,

а система штучного – комбінована. Штучне освітлення здійснюється за допомогою газорозрядних ламп низького тиску (люмінесцентні типу ЛБ-40).

Місцеве освітлення робочих місць здійснюється у відповідності з ПВЕ-76 пило-вологозахищеними світильниками типу ПВЛ-6 (для люмінесцентних ламп).

Аварійне освітлення здійснюється лампами типу Φ_m . Вони живляться від незалежної мережі.

Стеля та стіни пофарбовані у білий колір, виробниче обладнання - у сірий, рухомі деталі – у світло-оранжевий, відкриті механізми – у яскраво-червоний колір.

Вимірювання та контроль освітленості проводиться один раз на рік з використанням люксметра «АРГУС-01».

9.1.3 Виробничий шум та вібрації

Джерелами шуму і вібрації на даному виробництві є газовий турбокомпресор, повітряний холодильник. Вібрація в газових турбокомпресорах та повітряних холодильниках викликається механічними передачами.

Допустимий рівень шуму в цеху не повинен перевищувати встановлених норм за ДСН 3.3.6.037-99 – (80 дБА), а для вібрацій не більше 3,1 дБ [11].

Проектом передбачається на усіх робочих місцях обслуговуючому персоналу, при підвищенні гранично допустимого рівня шуму, використовувати противошумні навушники гр. «А» по ГОСТ 12.4.051-87. На вихідних дверях виробничих приміщень обладнати знаки безпеки по шуму.

Контроль шуму та вібрації проводять один раз на 3 місяці, за допомогою приладу «Октава-110А».

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		77

9.1.4 Електробезпека

У приміщенні, небезпекою ураження електричним струмом є дотик до відкритих струмопровідних частин, а також неструмопровідним частинам устаткування, які перебувають під напругою через порушення ізоляції, ураження кроковою напругою і через електричну дугу; з появою напруги на відключених струмоведучих частинах у результаті випадкового включення відключеного устаткування.

Відповідно до ГОСТ 12.1.038-82 відділення парової конверсії метану відноситься до класу особливо небезпечних приміщень.

Гранично допустима напруга для людини при нормальному режимі роботи електроустановки не повинна перевищувати 2 В для змінного струму, а при аварійному – 36 В [8].

Гранично допустимий струм, який проходить через людину при нормальному режимі роботи електроустановки не повинен перевищувати 0,3 мА для змінного струму, а при аварійному – 6 мА.

Живлення електроустаткування здійснюється від трьохфазної чотирьохпровідної електричної мережі змінного струму промислової частоти напругою 380/220 В, частотою 50 Гц з глухозаземленою нейтраллю.

На всьому обладнанні встановлено індикатори, що сповіщають про можливість ураження струмом. Перевірка індикаторів проводиться щорічно. При ремонтах та використанні електрообладнання працівники забезпечуються гумовими рукавицями, черевиками та прогумованими інструментами.

Згідно з ПУЕ, в електроустановках використовують такі системи засобів і заходів для забезпечення їх безпечної експлуатації:

- захисне заземлення;
- занулення;
- ізоляція струмопровідних частин;

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		78

- захисне вимикання;
- малі напруги;
- недоступність до неізольованих провідників та ін.

Жоден з цих засобів не є універсальним, і має свої переваги та недоліки. Тому для забезпечення електробезпеки необхідно застосовувати не один, а кілька засобів одночасно.

9.1.5 Безпека технологічних процесів та обслуговування обладнання

Технологічне обладнання, що використовується у виробництві за даною технологічною схемою, надзвичайно різноманітне за принципом дії, конструктивними особливостями, типами та розмірами. Однак незважаючи на це існують деякі загальні вимоги, дотримання яких при конструюванні обладнання дозволяє забезпечувати вимоги безпеки в процесі його експлуатації.

До факторів, які можуть спричинити шкоду виробничому персоналу належать:

- температура (до 800 °С трубчата піч, полум'яний підігрівач);
- обладнання та трубопроводи під тиском (до 35 МПа все основне обладнання).

До загальних методів належать:

- механізація і автоматизація процесів;
- дистанційне управління і спостереження;
- блокування і сигналізація;
- надійність і міцність технологічного обладнання.

Призначення часткових методів полягає у захисті обладнання від певної небезпеки. Такі методи інженерної безпеки досить різноманітні: це може бути герметизація, екранування, теплоізоляція, звукоізоляція, амортизація, огороження, заземлення та інше.

Безпека праці забезпечується:

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		79

- використанням у конструкціях технологічного обладнання спеціальних захисних засобів (запірної, запірно-регулювальної арматури, клапанів, відсікачів та вимикаючі пристрої, запобіжні пристрої);
- дотриманням ергономічних вимог;
- включенням вимог безпеки в технічну документацію з монтажу, експлуатації, ремонту машин та обладнання.

Проектом передбачене огороження струмоведучих деталей електрообладнання, зони високих температур, робочі місця, що розташовані на висоті. Для безпечного підходу до механізмів під час монтажу, демонтажу та експлуатації технологічного обладнання на металоконструкціях влаштовують площадки, галереї та драбини.

Ефективним засобом зниження травматизму на тяжких і малопродуктивних роботах є автоматизація і механізація виробничих процесів. Автоматичні лінії, які передбачені проектом, самостійно виконують всі задані операції у визначеній послідовності і потребують висококваліфікованого персоналу тільки для налагодження та контролювання.

9.2 Пожежна безпека

Можливими причинами загорянь та вибухів у цеху може бути викид азотоводневої суміші та циркуляційного газу. При перенавантаженні електродвигунів та інших струмоприймальників може загорітися електроізоляція кабелів, проводка та обмотка електродвигунів. З метою захисту електрообладнання від перенавантажень проектом передбачені плавкі запобіжники та автоматичні вимикачі.

Електричні іскри можуть виступити джерелом займання горючих речовин і матеріалів при механічному пошкодженні струмоприймачів. Кабелі будуть прокладені у недоступних місцях (каналах, трубах), проводку буде сховано у металевих трубах.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		80

Для попередження іскріння слюсарного інструменту під час ударів з твердими конструкціями він передбачений в обмідненому вигляді.

Джерелом пожеж і вибухів може бути в умовах цеху, що проектується, прямий удар блискавки в будівлю, виникнення статичних зарядів на елементах конструкцій (оболонка кабелів, проводка, труби), а також коротке замикання в електричних проводках. Від прямого удару блискавки будівля захищена груповими стрижньовими блискавковідводами, а від заносу високих потенціалів – заземленням електрокомунікацій до стіни будівлі і в середині цеху.

Проектом передбачено поділ будівель на пожежні відсіки та секції протипожежними стінами, перегородками та протипожежними перекриттями. Для обмеження розповсюдження вогню по конструкціях і горючих матеріалах, вбудовано протипожежні перепони, протипожежні двері та ворота, а також протипожежні проміжки між будівлями. Виробничі будівлі міцні не тільки за умов їх нормальної експлуатації, а й за умов пожежі.

Для боротьби з виявленими осередками горіння до прибуття пожежних команд використовують первинні засоби пожежогасіння. До них відносяться вогнегасники, пожежні крани, річкові насоси, бочки з водою, лопати, ломи, сокири, гаки, ящики з піском, багри та інший пожежний інвентар.

Показники пожежо- і вибухонебезпечності речовин і матеріалів приведені в таблиці 9.4

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		81

Таблиця 9.4 – Показники пожежо- і вибухонебезпечності речовин та матеріалів. Класифікація виробництва пожежо- і вибухонебезпечності та влаштування блискавки захисту [8]

Назва дільниць, приміщень	Речовини, що мають об'єкт у виробн. ГОСТ	Агрегатний стан речовини за норм. у.	Горючість, займистість	Показники пожежо-вибухо-небезпечності, °С			Межа запалення		Вибухонебезпечні суміші з повітрям		Вогнегасні засоби	Категорія приміщення за ЗНТП 24-86	Клас приміщення/зони/ізовнішніх установок згідно з ПУЕ	Категорія об'єкта і тип зони захисту і влаштування блискавки захисту згідно з БН 305-77
				Температура спалаху	Температура займання	Температура самозаймання	% об'ємних	мг/м ³	Категорія	Група				
Трубоцят пів	H ₂	Газ	Легко горючий	-	-	510	4,12	14,2	IIa	T1	Інертний газ	А	0	II Б
	CH ₄		Горючий	-	600	637	4,9	15,4						

10 ЕКОЛОГІЧНА БЕЗПЕКА ВИРОБНИЦТВА

Екологічна безпека є одним з головних питань відділення парової конверсії природного газу у виробництві аміаку, саме тому в даній роботі розглядаються ключові засади створення сприятливих умов для екологічної безпеки.

Слід зауважити, що будь-яка безпека створюється за рахунок впровадження заходів, які мають попереджувати основні фактори ймовірної небезпеки. Метою даного розділу є аналіз джерел відходів виробництва та надання можливих варіантів екологізації.

10.1 Аналіз джерел та розрахунок кількості відходів, що утворюються

Виробництво, яке проводиться за технологічною схемою представленою в даному бакалаврському проекті, віднесено до екологічно небезпечних виробництв, тому що воно пов'язане зі зберіганням та використанням небезпечних речовин. Під час промислової аварії можуть бути надзвичайно тяжкі наслідки, пов'язані з людьми, матеріальними втратами та екологічним забрудненням. Тому відділення парової конверсії метану належить до першого ступеня небезпечності.

У даному виробництві є постійні та періодичні викиди газів в атмосферу, а також викиди пов'язані з порушенням технологічного процесу, вони представлені в таблиці 10.1.

Характеристики забруднювачів, які існують у даному виробництві.

Оксид вуглецю (IV) – відносно малотоксичний газ. Але при збільшенні його концентрації вище 3% він негативно впливає на організм людини: зростає частота дихання, з'являється головний біль, підвищується кров'яний тиск. Подальший ріст концентрації CO₂ призводить до втрати свідомості.

Вміст CO₂ в атмосфері складає 0,03%. Але на сьогодні концентрація CO₂ зростає. ГДК CO₂ у робочій зоні складає 30000 мг/м³.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
						83
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Да-		

Оксид вуглецю (II) – безбарвний газ, горючий, без запаху, входить до складу конвертованого газу. Густина по відношенню до повітря – 0,968. Межі вибуховості з повітрям – 11,5 – 75 %. Допустима концентрація окису вуглецю у виробничих приміщеннях – 20 мг/м³. На організм людини спричиняє загально отруйну дію внаслідок утворення при вдиханні з'єднань з гемоглобіном крові, не здатних поглинати кисень, в результаті чого настає кисневий голод [9].

Природний газ – це суміш метану з невеликою часткою інших вуглеводнів, не має запаху (за наявністю меркаптанів з'являється специфічний запах). Горить у повітрі та кисні з температурою самозапалення 537 °С. Межі вибуховості (в об'ємних %) с повітрям: 4,9-15,9. На людину при великих концентраціях справляє наркотичну дію, що викликає ядуху із-за недостатчі кисню [9].

Конвертований газ є легшим за повітря (густина його коливається в залежності від складу). В суміші з повітрям горить. Межі вибуховості (в об'ємних %) з повітрям: 4,0-73,0. Конвертований газ отруйний із-за наявності в його складі оксиду вуглецю.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Да-		84

Таблиця 10.1 – Викиди газів в атмосферу у відділенні парової конверсії метану

№	Апарат, стадія технологічного процесу	Характеристика викиду		Річний валовий викид, т/рік	ГДК у атмосфері населених місць, мг/м ³	ГДК шкідливих викидів у повітрі робочої зони, клас небезпеки, ГОСТ 12.1.005
		Склад викиду				
		Назва компонента	Гранична концентрація за проектом, мг/м ³			
1	Трубчата піч, димососи	Оксид вуглецю	140,0	485,895*	5,0	20 мг/м ³ IV
		Оксиди азоту	270,0	937,083*	0,085	5 мг/м ³ II
2	Знешкодження конвертованого газу в періоди пуску-зупинки агрегатів. Факельна установка	Оксид вуглецю	60	0,064	5,0	20 мг/м ³ IV
3	Свіча маслобаків турбокомпресії	Оливи	10	0,014	-	5 мг/м ³ III

* Річний валовий викид встановлено за умови роботи трьох агрегатів.

Зм	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ХН 3209 1440 000 ПЗ

Арк

85

Таблиця 10.2 – Характеристика стоків

№	Назва стоку	Куди Скидаються	Кількість, м ³ /год	Періоди- чність	Характеристика стоків		
					Склад стоків		Допустима кількість шкідливих речовин
					Найменування показника, одиниця вимірювання	Значення показника	
1	Вода після продуван- ня газових компре- сорів. Відстійник оли- ви	В ка- налізацію	0,247	Постійно	Масова концентрація оливи, мг/дм ³	Не більше 20	Не нор- мується
2	Кубовий конденсат з оборотною водою. Куб факельної уста- новки	В ка- налізацію	2,0	Постійно	Відповідає якості обо- ротної води	Відповідає якості обо- ротної води	Не нор- мується
3	Оборотна вода після охолодження насосів та електродвигунів	В ка- налізацію	15	Постійно	Відповідає якості обо- ротної води	Відповідає якості обо- ротної води	Не нор- мується

Зм	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ХН 3209 1440 000 ПЗ

Арк

86

Таблиця 10.3 – Характеристика твердих відходів

№	Найменування відходів	Де складається, транспорт, тара	Кількість, т/рік	Періоди -чність	Характеристика відходів	
					Склад	
					Найменування показників	Значення показників
1	Відпрацьований каталізатор гідрування сірчистих сполук	Відправляється на склад вантажного цеху	10,2	Через два роки	Масова частка, %:	
					- сульфід кобальту	Не більше 4
					- сульфід молибдену	Не більше 12
					- оксиду алюмінію	Решта
2	Відпрацьований поглинач на основі оксиду цинку	Відправляється на склад вантажного цеху	46,8	Через один рік	Масова частка, %:	
					- оксиду цинку	Не більше 75
					- сульфідної сірки	Не більше 10
3	Відпрацьований каталізатор парової конверсії метану	В щільно закритій тарі відправляється на склад вантажного цеху	16,2	Через три роки	Масова частка, %:	
					- оксиду нікелю	23-26
					- оксиду барію	0,6-1,2
					- оксиду алюмінію	43-52
					- оксиду кальцію	6-13
					- оксиду магнію	7-13

Зм	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ХН 3209 1440 000 ПЗ

Арк

87

В таблиці 10.4 наведено перелік газоочисного обладнання

Таблиця 10.4 – Перелік газоочисного обладнання

Найменування газоочисного обладнання	Кількість	Продуктивність, м ³ /год	Ступінь очищення, %	Примітка
Факельна установка Кл-68-926	1	270000	Н ₂ – 100 % СН ₄ – 100 % СО – 100 %	

Отже, з наведених вище таблиць можна зробити висновок виробництво є досить шкідливим, з великим набором ризикових факторів, а отже потребує спрямування уваги на екологічну безпеку, контроль та залучення додаткових інвестицій на дослідження.

10.2 Можливі варіанти екологізації виробництва

Оскільки схема є складовою частиною схеми синтезу аміаку, то на виході з парової конверсії природного газу не передбачена очистка від шкідливих і отруйних речовин (оскільки далі йде конверсія СО з наступною очисткою від кисневмісних сполук). В даній схемі необхідно передбачити очистку димових газів, які виходять з трубчатої печі та вогневого підігрівача.

У димових газах шкідливими компонентами є оксиди азоту. В газі після очистки сумарний вміст NO і NO₂ не більше 0,005 %, СО не більше 0,3%.

Для очистки газів від SO₂ (наявність якого обумовлено присутністю в природному газі сіркоорганічних сполук) можна використати апарати аналогічні очистці технологічного газу, тобто гідрування з наступною сорбцією або застосування інших засобів очистки.

Загальний технологічний підхід до процесів очистки газів можна

розділити на три методи:

1) Абсорбційний метод заснований на різній розчинності газів в рідинах і в більшості випадків супроводжується хімічною реакцією газу з хемосорбційним розчином, оскільки фізична абсорбція газів в рідинах близька до процесу абсорбції з утворенням слабких хімічних зв'язків. Умови проведення абсорбційної очистки звичайно характеризуються підвищеним тиском і низькими температурами.

Технологія абсорбційного метода являє собою замкнутий цикл з безперервно циркулюючим рідким абсорбентом, який поглинає домішки в абсорбері і виділяє їх у регенераторі, відновлюючи свою поглинаючу здатність. Стадія регенерації розчину здійснюється при пониженні тиску і підвищенні температури.

2) Адсорбційний метод заснований на селективному вилученні домішок твердими поглиначами – адсорбентами. Поглинальна здатність твердої речовини залежить від хімічного стану поверхні сорбенту, його пористості, властивостей домішок, які поглинаються, температури і тиску. В залежності від повноти хімічної взаємодії і умов проведення процесу в адсорбційному методі може найбільш яскраво виявлятися фізична адсорбція з наступною капілярною конденсацією або хемосорбцією. Фізична адсорбція спостерігається при звичайній або низькій температурі, хемосорбція – при підвищеній. Використання твердих адсорбентів найбільш ефективно при невеликих початкових концентраціях домішок у газах. В промисловості широко розповсюджений періодичний процес адсорбції, коли газ продувають крізь нерухомий шар гранульованого адсорбенту, а потім, після втрат адсорбційної властивості, поглинач замінюють або регенерують. Регенерацію без вивантаження з реакційного апарату здійснюють тільки у випадку використання поглиначів, фізично адсорбуючих домішок, які при обробці гарячим інертним газом або парою можливо віддути.

3) Каталітичний метод очистки заснований на переробці шкідливих домішок в інертні речовини або сполуки, які добре поглинаються на наступ-

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Да-		89

них стадіях абсорбційної або адсорбційної очистки. Для цього речовина, яку видаляють повинна вступити в хімічну реакцію на поверхні каталізатора з компонентами, які містяться в газі, який підлягає очистці або зі спеціально доданими в суміш речовинами. Склад твердої речовини каталізатора в процесі очистки не змінюється і всі реакції, які протікають на його поверхні підлягають загальним закономірностям гетерогенно-каталітичних процесів.

Так же як і адсорбційні способи очистки, каталітичний метод високо ефективний при переробці невеликих концентрацій забруднюючого компонента, вміст якого після очистки знижується на декілька порядків. Практичну оцінку активності каталізаторів очистки здійснюють по кількості домішок, які переробились одиницею об'єму каталізатору або по максимально допустимій об'ємної швидкості, при якій забезпечується необхідна ступінь перетворення. Каталітичне знезараження домішок в промислових умовах проводять при підвищених температурах і тисках.

Крім основних технологічних методів очистки газів від домішок в теперішній час починають застосовувати фізичні способи розділення газів –це криогенна техніка, різні види магнітної і термічної дифузії, а також напівпроникні перегородки і розділювальні мембрани.

Ступінь очистки газів обумовлюється технологічними вимогами і в кожному конкретному випадку кваліфікується на грубу, середню і тонку. Для досягнення високих ступеней очистки майже завжди використовують дві і більше ступенів очистки, які можуть відрізнятися способом ведення процесу. Ефективність і економічна доцільність способу визначається також технологічними особливостями, вимогами до якості синтез-газу при максимальній продуктивності цільового продукту.

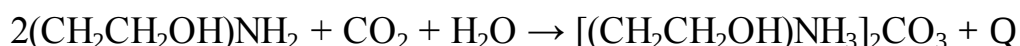
Для забезпечення норм ГДК в робочій зоні і близько розташованих населених пунктів необхідно передбачити димову трубу визначеної висоти.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Да-		90

10.3 Розрахунки та підбор обладнання за обраним рішенням

Одним із методів нейтралізації викидів оксиду вуглецю (IV) є поглинання розчином моноетаноламіну (МЕА), що є досить дешево.

Проведено розрахунок нейтралізації викидів. Реакція, яка протікає під час очищення має наступний вигляд:



Умови проведення процесу абсорбції: газ має температуру близько 50 °С, масова частка МЕА рівна 15-20 %.

Абсорбційна колона завантажена насадкою, яка складається з двох шарів керамічних сідел “Інталокс” і одного шару поліпропіленових кілець “Палля”.

Газ надходить в нижню частину абсорбційної колони, проходить насадку знизу вгору. Насадка зверху зрошується розчином МЕА, який стікає вниз по насадці назустріч газу і збирається в кубовій частині абсорбційної колони. При цьому проходить абсорбція оксиду вуглецю (IV) розчином МЕА.

Розрахунок проведено на 100 м³ природного газу. Склад конвертованого газу наведено в розділі 5.1. Склад газу після очищення наведено в таблиці 10.5.

Таблиця 10.5 – Склад очищеного газу

Компонент	м ³	% об.
1	2	3
CH ₄	32,79	5,57
H ₂	254,82	43,26
CO	36,43	6,18

Продовження таблиці 10.5

1	2	3
CO ₂	0,06	0,01
Ar	0,03	0,005
N ₂	3,90	0,66
H ₂ O	261,06	44,32
Всього	589,09	100

Після очищення газу об'ємна частка оксиду вуглецю (IV) в конвертованому газі повинна бути не більше 0,01 %.

10.4 Екологічним моніторинг

Екологічний моніторинг – це система спостереження, збору, обробки, передачі, зберігання та аналізу інформації про стан навколишнього середовища, прогнозування її змін і розробку науково обґрунтованих рекомендацій для прийняття ефективних управлінських рішень.

У результаті спостережень за забрудненням навколишнього середовища контролюється дотримання нормативів ГДК промисловими підприємствами, а також відповідність складу атмосферного повітря, води, ґрунта на зовнішній границі санітарних зон і житлових кварталів нормативам ГДК.

Головні задачі екологічного моніторингу:

- спостереження за джерелом антропогенного впливу;
- спостереження за фактором антропогенного впливу;
- спостереження за станом природного середовища під впливом факторів антропогенного впливу і оцінка прогнозуючого стану природного середовища.

В таблиці 10.6 наведено місця відбору проб та методи аналізу

Таблиця 10.6 – Місця відбору проб та методи аналізу.

Стадія процесу, місце відбору проби	Параметр, що контролюється	Частота і спосіб контролю	Норми і технічні показники	Методики і засоби контролю
Конвертований газ на виході з печі	Об'ємна частка метану	1 раз на добу, по вимозі	Не більше 0,1	Газова хроматографія
Очищений конвертований газ	Об'ємна частка оксиду вуглецю (IV)	1 раз на добу, по вимозі	Не більше 0,0001	Газова хроматографія
	Об'ємна частка оксидів азоту NO_x	1 раз на добу, по вимозі	Не більше 0,006	Газова хроматографія

Контроль за вмістом метану, оксиду вуглецю (IV) та оксидів азоту ведеться цеховою лабораторією (1 раз на добу), а також санлабораторією (1 раз у квартал). Місця контролю повітря – територія цеху, територія підприємства, санітарна зона. Місця контролю стічних вод – промислові відстійники, загальний скид заводу, зливової каналізація.

10.5 Розрахунок екологічних платежів

Одним із перших еколого-економічних інструментів природоохоронної діяльності став механізм плати за забруднення навколишнього природного середовища, впроваджений постановою Кабінету Міністрів України від 13 січня 1992 року №18 «Про затвердження Порядку визначення плати і справляння платежів за забруднення навколишнього природного середовища і Положення про республіканський позабюджетний фонд охорони навколишнього природного середовища». Згідно з цією постановою було введено пряму плату за забруднення, яка залежить від кількісного та якісного складу забруднюючих речовин. Ця плата справлялася за викиди забруднюючих речовин в атмосферне повітря, за викиди забруднюючих речовин безпосередньо у водні об'єкти та за розміщення відходів.

Суми збору за викиди (P_c) обчислюють на підставі затверджених лімітів, виходячи з фактичних обсягів викидів, нормативів збору та корегуючого коефіцієнта, і визначають за формулою:

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Да-		93

$$P_c = M_{\delta_i} \cdot M_i \cdot K_m \quad (10.1)$$

де M_{δ_i} – базовий норматив плати за викиди в атмосферу 1 т і-ї забруднюючої речовини в межах ліміту, грн/т;

M_i – маса річного викиду і-ї забруднюючої речовини в межах ліміту, т;

K_m – коефіцієнт, що враховує територіальні соціально-екологічні особливості.

Результати заносимо в таблицю 10.7.

Таблиця 10.7 – Зведені розрахунки економічних збитків за забруднення атмосферного повітря

Назви забруднюючих речовин	Фактичні обсяги скидів, т/рік	Нормативи збору за тонну забруднюючої речовини, грн/т	Плата за викиди, грн/рік	Загальні суми збору, грн/рік
Оксид азоту	937,08	80	74966,4	73991,84
Оксид вуглецю	485,96	3	1457,88	971,97
Загальна плата				74963,81

Отже, нарахований збір за забруднення навколишнього природного середовища складає 74963,81 грн.

Таким чином, дане виробництво є екологічно небезпечним тому, що воно пов'язане зі зберіганням та використанням небезпечних речовин. Тому відділення парової конверсії природного газу належить до першого ступеня небезпечності.

ВИСНОВКИ

У бакалаврському проекті розроблено відділення парової конверсії природного газу у виробництві аміаку та обґрунтовано вибір способу виробництва. Приведено технологічну схему та її опис. Розраховано основне (реактор гідрування, адсорбер та трубчата піч) та допоміжне (компресор для стиснення природного газу) технологічне обладнання у відповідності із заданою продуктивністю. Обрано багаторядну трубчатую піч з стандартною кількістю реакційних труб 500 штук. Об'єм каталізатора дорівнює $46,32 \text{ м}^3$, а час контакту 0,34 с.

Здійснено розрахунок матеріального та теплового балансів процесу.

Проведено автоматизацію трубчатої печі процесу парової конверсії природного газу у виробництві аміаку, в якому було автоматизовано всі основні параметри, які можуть вплинути на якість продукту, а саме автоматизовано: температурний режим, який впливає на вихід продукту та швидкість перетворення метану у водень, оксид вуглецю (II) і (IV).

В економіко-організаційних розрахунках наведено розрахунок економічної вигоди від впровадження проектного рішення щодо екологізації виробництва, термін повернення капіталовкладення становить $T_{\text{пов.к}} = 4$ роки.

У розділі екологічної безпеки виробництва здійснено аналіз та джерела виникнення відходів, надано можливі варіанти кондиціонування викидів димових газів до атмосфери, а також розраховано суму щорічних екологічних платежів.

В дипломному проекті рекомендовано техніку безпеки проведення виробничого процесу. Всі проектні рішення прийняті з урахуванням вимог охорони праці та пожежної безпеки. На основі аналізу шкідливих та небезпечних факторів розроблено заходи створення здорових та безпечних умов праці, пожежної безпеки на об'єкті, що проектується.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		95

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Атрощенко В. И. Методы расчета по технологии связанного азота / В. И. Атрощенко, И. И. Гельперин, А. П. Засорин и др. – К.: Вища школа, 1978. – 312 с.
2. Атрощенко В. И. Технология связанного азота / В. И. Атрощенко, А. Н. Алексеев, А. П. Засорин и др. – М.: Химия, 1985. – 326 с.
3. Макаров Г.В. Охрана труда в химической промышленности. / Г. В. Макаров, А. Я. Васин, Л. К. Маринина и др. – М.: Химия, 1989. – 496 с.: ил. – ISBN 5-7245-0246-1.
4. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л. Л. Технологія зв'язаного азоту: підручник / Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, О. Я. Лобойко та ін. – Харків.: НТУ “ХП”, 2007. - 536 с. – ISBN 978-966-384-070-3.
5. Лобойко О. Я. Методи розрахунків у технології неорганічних виробництв (т.1. Зв'язаний азот): підручник / О. Я. Лобойко, Л. Л.ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, І. О. Слабун та ін. – Х.: НТУ “ХП”, 2001. - 512 с. - ISBN 966-593-236-5.
6. Лукінюк М. В. Автоматизація типових технологічних процесів: технологічні об'єкти керування та схеми автоматизації [Текст] : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп'ют.-інтегр. технології / М. В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КП», 2008. – 236 с. : іл. – Біблігр.: с. 230–231. – 200 пр. – ISBN 978-966-622-287-2.
7. Круш П.В. Економіка підприємства [Текст]: навч. посіб. / за заг. ред. П.В. Круша, В.І. Подвігіної, Б.М. Сердюка. – К.: Ельга-Н, КНТ, 2007. – 780 с. – Бібліогр.: с 24, 44-46, 78, 100, 211-212, 235-236, 266, 316, 366, 388, 414, 430, 472, 522, 553-554, 594, 606, 629-630, 646,686, 744-746, 777. – 1000 пр. – ISBN 966-373-205-9.
8. Ткачук К. Н. Основи охорони праці: підручник. / К. Н. Ткачук, М. О. Халімовський, В. В. Зацарний, Д. В. Зеркалов; за ред. К. Н. Ткачука і М. О. Халімовського. – К.: Основа. 2006 – 448 с.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		96

9. Предельно допустимые концентрации вредных веществ в воздухе и воде. Справочник. – Л.: Химия, 1975. – 455 с.

10. ДСН 3.3.6.042-99 Санітарні норми мікроклімату виробничих приміщень.

11. ДСН 3.3.6.0372-99 Санітарні норми виробничого шуму, ультразвуку та інфразвуку.

12. ДСН 3.3.6.039-99 Державні санітарні норми виробничої загальної та локальної вібрації.

					ХН 3209 1440 000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дат		97

Специфікація устаткування, виробів і матеріалів

Позиція на схемі	Назва параметра	Середовище, місце відбору інформації	Граничне значення параметра	Місце монтажу	Назва та характеристика	Тип моделі	Кількість	Завод-виробник
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1-1	Температура	Трубопровід водяної пари	200...220 °С	Місцевий	Термоелектричний перетворювач, НСХ 50П, 100П, діапазон вимірювання (-50)...250 °С; довжина монтажної частини 80...500 мм; $P_y = 0,4$ МПа; інерційність 30 с; клас допуску 2	ТСП-1288	1	НВО «Електротермія», Приладобудівний завод, м. Луцьк
1-2, 2-2	___ " ___	___ " ___	___ " ___	Щит керування	Автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад; входні сигнали: ТП НСХ В, К, L, S та ТО НСХ 50П, 100П, 50М, 100М	ДИСК-250	2	ЗАТ «Промышленная группа „Метран”», м. Челябинськ
1-5, 2-3, 3-3, 4-3, 5-3, 6-3, 7-3	___ " ___	___ " ___	___ " ___	Щит керування	Перетворювач нормувальний, $I_{вх} = 0...5$ мА, вихідні сигнали ТП НСХ В, К, L, S, R та ТО НСХ 50П, 100П, 50М, 100М	П282	7	НВО «Електротермія», Приладобудівний завод, м. Луцьк
1-3, 2-4	___ " ___	___ " ___	___ " ___	Щит керування	Блок регулювальний електричний (комплекс АКЕЗР-2), пропорційно-інтегральний, входні сигнали: аналогові 0...200 Ом (ТО – 2 входи), 0...50 мВ (ТП – 1 вхід), 0...5 мА (1 вхід), дискретні: 0 і 24 В (2 входи); $I_{вих} = 0...5$ мА	РП4-Т	2	ВО «Электроприбор», м. Чебоксари
2-1	Температура	Трубопровід водяної пари	220...250 °С	Місцевий	Термоелектричний перетворювач, НСХ 50П, 100П, діапазон вимірювання (-50)...250 °С; довжина монтажної частини 80...500 мм; $P_y = 0,4$ МПа; інерційність 30 с; клас допуску 2	ТСП-1288	1	НВО «Електротермія», Приладобудівний завод, м. Луцьк

Продовження таблиці А.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9
3-4, 4-3, 5-4, 6-4, 7-4	— " —	— " —	— " —	Щит керування	Блок регульовальний електричний (комплекс АКЕЗР-2), пропорційно-інтегральний, вхідні сигнали: аналогові 0...200 Ом (ТО – 2 входи), 0...50 мВ (ТП – 1 вхід), 0...5 мА (1 вхід), дискретні: 0 і 24 В (2 входи); $I_{\text{вих}} = 0...5$ мА	РП4-Т	5	ВО «Електроприбор», м. Чебоксари
3-1, 4-1	Температура	Трубопровід паро-газової суміші	500...550 °С	Місцевий	Термоелектричний перетворювач з уніфікованим вихідним сигналом, НСХ 50П, діапазон вимірювання 200...600 °С; довжина монтажної частини 25 мм; $P_y = 0,4$ МПа; граничнодопустима основна похибка 1 %, $P_{\text{вих}} = 4...20$ мА	ТСПУ-0388	2	НВО «Електротермія», Приладобудівний завод, м. Луцьк
5-1	Температура	Трубопровід опалювального газу	500...550 °С	Місцевий	Термоелектричний перетворювач з уніфікованим вихідним сигналом, НСХ 50П, діапазон вимірювання 200...600 °С; довжина монтажної частини 25 мм; $P_y = 0,4$ МПа; граничнодопустима основна похибка 1 %, $P_{\text{вих}} = 4...20$ мА	ТСПУ-0388	1	НВО «Електротермія», Приладобудівний завод, м. Луцьк
6-1	Температура	Трубопровід опалювального газу	800...830 °С	Місцевий	Термоелектричний перетворювач, НСХ К, діапазон вимірювання 0...900 °С; $P_y = (0,4...32)$ МПа; показник теплової інерції 3 с; клас точності 2	ТХА-1387	1	ПП «Західприлад», м. Львів

Продовження таблиці А.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9
7-1	Темпера- тура	Трубопровід водяної пари	460...490 °С	Місцевий	Термоелектричний перетворювач з уніфікованим вихідним сигна- лом, НСХ 50П, діапазон вимірю- вання 200...600 °С; довжина мон- тажної частини 25 мм; $P_y = 0,4$ МПа; граничнодопустима основна похибка 1 %, $P_{вих} = 4...20$ мА	ТСПУ-0388	1	НВО «Електротер- мія», Приладобу- дівний завод, м. Луцьк
8-1, 9-1	Витрата	Трубопровід повітря і опалювального газу	-	Місцевий	Звукувальні пристрої: діафрагма камерна, $P_y = 0,6$ МПа; $D_{тр} = 75$ мм	ДКС 0,6-75	2	ВАТ «Промприлад», м. Івано-Франківськ
8-2, 9-2	Витрата	Трубопровід повітря і опалювального газу	-	Місцевий	Пневматичні передавальні пере- творювачі перепаду тиску із квадратичною функцією пере- творення; $\Delta P_{max} = 40$ кПа; клас точності 1; $P_{вих} = 20...100$ кПа	13ДД11	2	ВО «Теплоприбор», м. Рязань
8-3	___ " ___	___ " ___	___ " ___	Щит керування	Пневматичний показувальний і реєструвальний прилад зі стан- цією керування; $P_{вх} = 20...100$ кПа; гранично допустима похибка 0,5 %; $P_{жив} = 140$ кПа	ФК0071	1	АТ «ТИЗПРИБОР», м. Москва
8-6, 9-3	___ " ___	___ " ___	___ " ___	Місцевий	Перетворювач пневмоелектрич- ний; $P_{вх} = 20...100$ кПа; $I_{вих} =$ $= 0...5$ мА	МТМ 4000 АІ	2	НВП «Мікротерм», м. Сіверодонецьк

Продовження таблиці А.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9
8-7	___ " ___	___ " ___	___ " ___	Місцевий	Перетворювач електропневматичний; $I_{вх} = 0...5$ мА; $P_{вих} = 20...100$ кПа	МТМ 810	1	НВП «Мікротерм», м. Сіверодонецьк
8-4	___ " ___	___ " ___	___ " ___	Щит керування	Регулятор пневматичний пропорційно інтегральний співвідношення (система СТАРТ); межа пропорційності $\delta = 2 - 3000$ %; співвідношення параметрів $C = 1:1...5:1$	ПР3.33-М1	1	АТ «ТИЗПРИБОР», м. Москва
1-4, 2-5,3-5, 4-5, 5-5, 6-5, 7-5	Температура	___ " ___	___ " ___	Трубопровід	Механізм виконавчий електричний: 6,3 – номінальний обертовий момент на вихідному валу, Н·м; 12,5 – номінальний час повного ходу вихідного валу, с; 0,25 – номінальний повний хід вихідного валу, об	МЭО-6,3/12,5- 0,25-99	7	Севанський завод електричних виконавчих механізмів, м. Севан
8-5	Витрата	Трубопровід повітря і опалювального газу	___ " ___	Трубопровід	Механізм виконавчий пневматичний прямої дії з опозиційним ПП 1-25 і боковим дублером, $P_{вих} = 20...100$ МПа	МИМП ППХ 05	1	ВАТ «Прикарпатпром-арматура», м. Івано-Франківськ
Електроапарати								
SA1 SA2 SA3 SA4 SA5 SA6 SA7	___ " ___	___ " ___	___ " ___	Щит керування	Кнопка запобіжного вимикання; номінальна робоча напруга: змінна (частота 50/60 Гц) 660 В, постійна – 440 В, номінальний тепловий струм – 10 А	КМЕ-5111УЗ	7	ТОВ «Кам'янець-Подільський електромеханічний завод»

Продовження таблиці А.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9
МП1 МП2 МП3 МП4 МП5 МП6 МП7	___ " ___	___ " ___	___ " ___	Місцевий	Магнітний пускач безконтактний, реверсивний, температура довкілля (-10)...50 °С, відносна вологість до 80 %; керувальний сигнал $U_{BX} = 24 \pm \pm 6$ В, $U_{жив} = 220$ В, 50/60 Гц, $W_{жив} = 10$ В·А	ПБР-2М	7	ПО «Электроприбор», м. Чебоксари