

НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»
Хіміко-технологічний факультет

Кафедра технології неорганічних речовин та загальної хімічної технології

«До захисту допущено»

В.о. завідувача кафедри

(підпис) Н.М. Толстопалова
(ініціали, прізвище)

“ ____ ” _____ 2016 р.

Дипломний проект

на здобуття ступеня бакалавра

зі спеціальності 6.051301 Хімічна технологія та інженерія
(код і назва)

на тему: Відділення конверсії природного газу(I ступінь) цеху синтезу амміаку

Виконав: студент IV курсу, групи ХН-22
(шифр групи)

Литвин Сергій Олексійович
(прізвище, ім'я, по батькові) _____ (підпис)

Керівник доц., к.х.н. Супрунчук Володимир Ілліч
(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали) _____ (підпис)

Консультант з автоматизації ст.викладач Лукінюк Михайло Васильович
(назва розділу) (посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище, ініціали) _____ (підпис)

Консультант з економічної частини доц., к.т.н. Підлісна Олена Анатоліївна
(назва розділу) (посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище, ініціали) _____ (підпис)

Консультант з охорони праці доц., к.т.н. Полукаров Юрій Олексійович
(назва розділу) (посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище, ініціали) _____ (підпис)

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

Засвідчую, що у цьому дипломному
проекті немає запозичень з праць інших
авторів без відповідних посилань.

Студент _____
(підпис)

Київ – 2016 року

ВІДОМІСТЬ ДИПЛОМНОГО ПРОЕКТУ

[illegible]

				ХН 2208 1440 001		
	ПІБ	Підп.	Дата			
Розробн.	Литвин С.О.			Відомість дипломного проекту	Лист	Листів
Керівн.	Супрунчук В.І.				1	118
Консульт.					НТУУ «КПІ» Каф. ТНР та ЗХТ Гр. ХН-22	
Н/контр.	Супрунчук В.І.					
Зав.каф.	Толстопалова Н.М.					

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка: 115 стор.; 11 рис.; 29 табл.; бібл. 27; 1 додаток.

Розроблено проект відділення конверсії природного газу (I ступінь) цеху синтезу аміаку. В проекті обґрунтовано вибір технологічної схеми парової конверсії природного газу. Наведено технічні вимоги до сировини та продукції – природного газу та аміаку. Обґрунтовано норми технологічних режимів, наведена технологічна схема та її опис. Розраховано матеріальний та тепловий баланси виробництва. Розраховано трубчасту піч для процесу конверсії природного газу. 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 газових відходів та технічні рішення з охорони довкілля.

СИНТЕЗ-ГАЗ, ТРУБЧАСТА ПІЧ, КОНВЕРСІЯ, ПРИРОДНИЙ ГАЗ, АЗОТО-ВОДНЕВА СУМІШ, РЕАКТОР ГІДРУВАННЯ СІРЧИСТИХ СПОЛУК, МАТЕРІАЛЬНИЙ БАЛАНС, ТЕПЛОВИЙ БАЛАНС, АВТОМАТИЗАЦІЯ, ЕКОЛОГІЧНА БЕЗПЕКА, СТУПІНЬ ПЕРЕТВОРЕННЯ, ЕКОНОМІЧНІ РОЗРАХУНКИ

РЕФЕРАТ

Пояснительная записка: 115 с.; 11 рис.; 29 табл.; библи. 27; 1 дополнение.

Разработан проект отделения конверсии природного газа (I степень) цеха синтеза аммиака. В проекте обоснован выбор технологической схемы паровой конверсии природного газа. Приведены технические требования к сырью и продукции – природного газа и аммиака. Обоснованы нормы технологических режимов, приведена технологическая схема и ее описание. Рассчитан материальный и тепловой балансы производства. Рассчитано трубчатую печь для процесса конверсии природного газа. На основании расчетов выбраны основное и вспомогательное оборудование в соответствии с заданной мощностью производства. Приведена схема автоматического контроля и управления процессом, разработана экономико-организационная часть проекта, приведена характеристика газовых отходов и технические решения по охране окружающей среды.

СИНТЕЗ-ГАЗ, ТРУБЧАТАЯ ПЕЧЬ, КОНВЕРСИЯ, ПРИРОДНЫЙ ГАЗ, АЗОТО-ВОДОРОДНАЯ СМЕСЬ, РЕАКТОР ГИДРИРОВАНИЯ СЕРНИСТЫХ СОЕДИНЕНИЙ, МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС, ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС, АВТОМАТИЗАЦИЯ, ЭКОЛОГИЧЕСКАЯ БЕЗОПАСНОСТЬ, СТЕПЕНЬ ПРЕВРАЩЕНИЯ, ЭКОНОМИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ

ABSTRACT

Explanatory note: 115 p.; 11 fig.; 29 tabl.; ref. 27; 1 addition.

Drafted branch conversion of natural gas (I degree) of ammonia synthesis. The project justified choice of technological scheme of steam reforming of natural gas. An specifications for raw materials and products – natural gas and ammonia. Grounded technical standards regimes, given technological scheme and its description. Calculated emylcifying and material balances of factory. Calculated tubular furnace process of conversion of natural gas. Based on the calculations of the key and ancillary reactors in accordance with a given power output. An automatic circuit control and process control, developed economic and organizational part of the project, the characteristics of the waste gas and technical solutions for the environment.

SYNTHESIS GAS, TUBE FURNACE, CONVERSION, NATURAL GAS, NITROGEN-HYDROGEN MIXTURE, REACTOR HYDROGENERATION OF SULFUR COMPOUNDS, MATERIAL BALANCE, EMYLCIFYING BALANCE, AUTOMATION, ECOLOGICAL SAFETY, THE DEGREE OF CONVERSION, ECONOMIC CALCULATIONS

ПЕРЕЛІК СКОРОЧЕНЬ, УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, ТЕРМІНІВ

ТПГ – танкові і продувні гази;

ДГ – димові гази;

АВС – аміачно-воднево суміш;

АПС – амічано-повітряна суміш;

БТА – блок тепловикористовуючої апаратури.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						11
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ЗМІСТ

	Стор.
Перелік скорочень, умовних позначень, термінів	11
Вступ.....	12
1 Обґрунтування та вибір способу виробництва	14
1.1 Високотемпературна (некаталітична) конверсія метану під тиском	14
1.2 Двухступенева каталітична конверсія метану з водяною парою під тиском, близьким до атмосферного	16
1.3 Одноступінчата каталітична конверсія метану з парокисневоповітряною сумішшю	18
1.4 Одноступінчата каталітична парокиснева конверсія метану при підвищеному тиску в реакторі шахтного типу	20
1.5 Двухступенева парова каталітична конверсія природного газу	22
2 Характеристика продукції, сировини, допоміжних матеріалів, енергетичних носіїв	25
2.1 Характеристика продукції, що випускається	26
3 Хімізм та теоретичні основи і обґрунтування норм технологічних режимів	29
3.1 Кінетика процесу конверсії метану	29
3.2 Вплив тиску на реакції конверсії вуглеводнів	35
3.3 Каталіз процесу конверсії метану. Каталізатори	37
4 Опис технологічної схеми виробництва	39
5 Витратні коефіцієнти з сировини, напівпродуктів, допоміжних матеріалів та енергетичних носіїв.....	42
5.1 Розрахунок матеріального балансу	43
5.2 Розрахунок теплового балансу	46

					ХН 2208 1440 001 ПЗ			
Змн.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата				
Розроб.	Литвин С.О.				Відділення конверсії природного газу (I ступінь) цеху синтезу амміаку	Лім.	Аркуші	Акруш
Перевір.	Супрунчук В.І.						115	8
Реценз.						НТУУ "КПІ", ХТФ, гр. ХН-22		
Н. Контр.	Супрунчук В.І.							
Затверд.	Топотолова Н.М.							

5.3 Розрахунок витратних коефіцієнтів	52
6 Характеристика технологічного обладнання	54
6.1 Розрахунок та вибір основного технологічного реактора	54
6.2 Розрахунок і вибір допоміжного технологічного обладнання	57
7 Автоматичне регулювання та контроль виробництва.....	63
7.1 Аналіз технологічного процесу як об'єкта автоматизації.....	63
7.2 Опис розробленої схеми автоматизації.....	65
8 Економіко-організаційні розрахунки.....	68
8.1 Організаційна структура цеху.....	68
8.2 Виробничі процеси у відділенні.....	69
8.3 Визначення оптимального виду руху праці.....	69
8.4 Середньорічна тривалість виробничого циклу та випуск продукції.....	72
8.5 Матеріальна, документальна та організаційно-технічна підготовка виробництва.....	76
8.6 Розрахунок техніко-економічних показників.....	80
8.7 Введення нових технологічних рішень у схему та порівняння собівартості продукції.....	81
9 Охорона праці.....	85
9.1 Виявлення та аналіз шкідливих і небезпечних виробничих факторів на проєктованому об'єкті. Заходи з охорони праці.....	85
9.1.1 Повітря робочої зони.....	85
9.1.2 Виробниче освітлення.....	89
9.1.3 Захист від виробничого шуму та вібрації.....	90
9.1.4 Електробезпека.....	91
9.1.5 Безпека технологічних процесів і обслуговування устаткування.....	93
9.2 Пожежна безпека.....	94
10 Екологічна безпека виробництва.....	97
10.1 Аналіз джерел та розрахунок кількості відходів, що утворюються.....	97
10.2 Екологізація виробництва. Екологічний моніторинг.....	101

Висновки	103
Перелік посилань.....	105
Додаток А.....	109

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						10
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ВСТУП

Вихідною сировиною для виробництва синтетичного аміаку є природний газ, який містить метан, вищі вуглеводні, деяку кількість аміаку, азоту, вуглекислоти, залишки органічних сірковмісних сполук.

Виробництво аміаку виконано у єдину технологічну нитку із застосуванням сучасних технологій та обладнання і складається з наступних стадій:

- стиснення природного газу відцентровими компресорами з приводом від парових турбін;

- очищення природного газу від сірчистих сполук, які містяться у природному газі на кобальтмолібденовому каталізаторі до сірководню та поглинання його оксидом цинку;

- Парова конверсія метану у трубчатій печі (первинний риформінг) під тиском не більше 3,8 МПа (38 кгс/см^2) до об'ємної частки метану не більше 11% і пароповітряна конверсія залишкового метану у шахтному конверторі (вторинний риформінг);

- двоступенева конверсія оксиду вуглецю на високотемпературному і низькотемпературному каталізаторах;

- очистка конвертованого газу від оксиду вуглецю (IV) гарячим розчином карбонату калію;

- тонка очистка конвертованого газу від залишкових оксиду і двооксиду вуглецю метануванням на нікелевому каталізаторі;

- компресування азотоводневої суміші під тиском до 3,36 МПа відцентровим компресором з приводом від парової турбіни;

- синтез аміаку під тиском;

- охолодження продукційного аміаку за допомогою відцентрового компресора з приводом від парової турбіни;

- передача охолодженого аміаку в ізотермічне сховище;

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						12
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

– видача рідкого аміаку користувачу.

Продукційний аміак може видаватися з агрегату в холодному вигляді з температурою – 33 °С або теплим з температурою не більше ніж 40 °С [4].

Виробництво аміаку запроектовано у вигляді однієї технологічної лінії. Основне обладнання (реактори, компресори) встановлене без резерву та розраховане на безперервну роботу на протязі 319 діб, після чого технологічна лінія зупиняється для проведення ремонту.

Готовий продукт аміак використовується в різноманітних сферах виробництва: в виробництві азотної кислоти, мінеральних добрив, вибухових речовин, в синтезі органічних речовин, в медицині та в побуті.

По техніко-економічному рівню виробництво аміаку віднесено до вищої категорії.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						13
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

1 ОБҐРУНТУВАННЯ ТА ВИБІР СПОСОБУ ВИРОБНИЦТВА

Конверсія метану є основним і економічним способом отримання азотоводневої суміші.

Основними методами переробки природного газу на сьогоднішній час є: каталітична парокисневоповітряна і парокиснева конверсії метану під тиском до 0,7 ат.; каталітична парокиснева конверсія метану під тиском 20 і 25 ат. в шахтних реакторах і пароповітряна (без застосування кисню) каталітична конверсія в трубчастих печах; високотемпературна (метод часткового окислення) конверсія метану під тиском 20÷30 ат.

1.1 Високотемпературна (некаталітична) конверсія метану під тиском 30 ат

Високотемпературна (некаталітична) конверсія метану під тиском 30 ат. представлена на рисунку 1.1.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		14

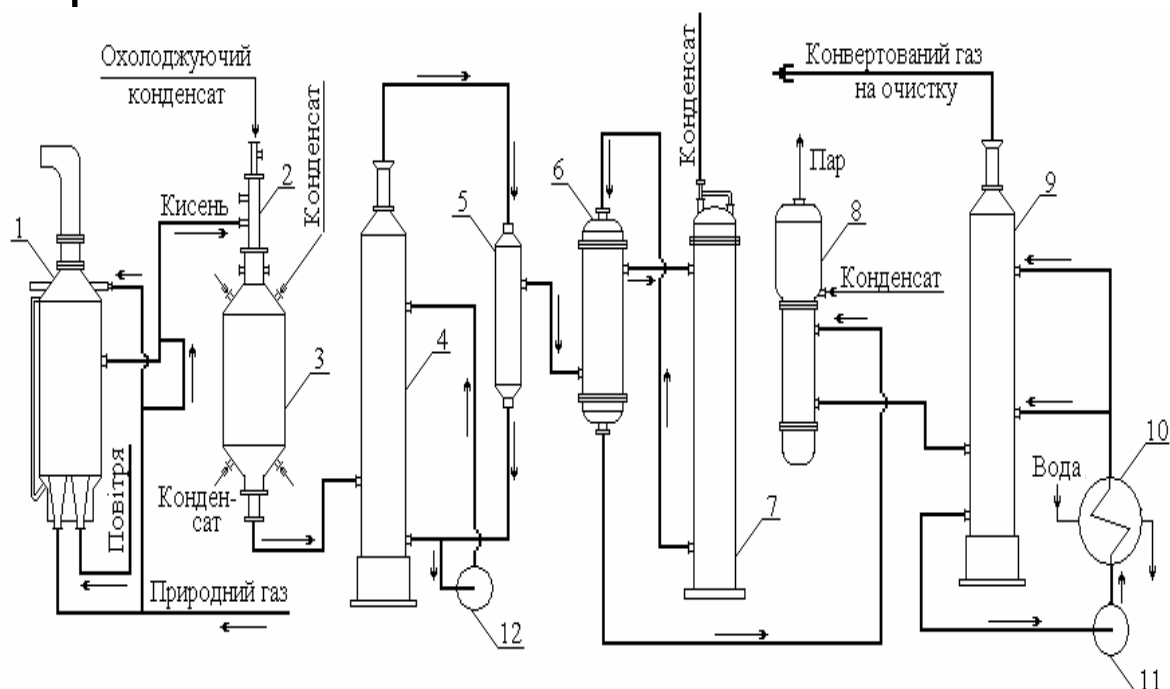


Рисунок 1.1 – Технологічна схема високотемпературної (некаталітичної) конверсії метану під тиском 30 ат.

Природний газ через вузол регулювання поступає в підігрівач 1, де нагрівається до 450 °С. Підігрівач обладнаний пальниками для спалювання природного газу під тиском 1÷2 ат. Стиснений кисень поступає в агрегат конверсії також через вузол регулювання. Іноді кисень підігрівається в апараті, аналогічному підігрівачу природного газу, до температури не вище 300 °С. Підігріті природний газ і кисень змішуються в змішувачі 2, охолоджуваному циркулюючим конденсатом. Оптимальне об'ємне співвідношення

кисню і метану складає 0,33 : 1. Із змішувача кисневогазова суміш поступає в конвертор 3 шахтного типу, забезпечений охолоджуючою сорочкою.

Ретельніше змішування кисню і природного газу робиться у верхній частині шахтного конвертора. Конверсія метану з киснем протікає при температурі 1400÷1450 °С. Конвертований газ, що містить 96% суміші водню і оксиду вуглецю, 0,3÷0,5% метану і приблизно до 20 мг/м³ сажі, що утворюється в зоні каталізу, поступає в зону охолодження конвертора.

Охолодження газу до температури 250÷300 °С відбувається за рахунок конденсату. Водяний пар з тиском 35 ат. одержується в котлі-утилізаторі водотрубного типу з примусовою циркуляцією, розміщеному в нижній частині конвертора. З конвертора газ поступає на очищення від сажі в башту 4, заповнену керамічною насадкою і зрошувану гарячим конденсатом за допомогою відцентрового насоса 12. Одночасно в башті газ охолоджується до температури 175÷200 °С і насичується водяними парами. Очищений від сажі газ, пройшовши сепаратор 5, прямує в теплообмінник 6, де підігрівається до температури 390÷400 °С за рахунок тепла зворотного конвертованого газу. Підігріта парогазова суміш поступає в двухступеневий конвертор оксиду вуглецю 7. Конверсія СО здійснюється з водяною парою на середньотемпературному (перший ступінь) і низькотемпературному (другий ступінь) каталізаторах. Конвертований газ після виходу з конвертора прямує в трубний простір теплообмінника 6, де частина тепла віддається парогазовій суміші, що йде на конверсію. Тепло конвертованого газу далі використовується в котлі-утилізаторі 8 для отримання водяної пари тиском 2,5÷5 ат. Потім газ охолоджується в насадочному скрубєрі 9, зрошуваному циркулюючим конденсатом. Тепло конденсату частково використовується для підігріву води, використовуваної для уприскування в зволожувачі і у випарники конверторів, і частково – для нагрівання води, що поступає в котел-утилізатор. Інше тепло циркулюючого конденсату поглинається у водяному

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		16

холодильнику 10. Циркуляція конденсату здійснюється відцентровим насосом 11.

1.2 Двоступенева каталітична конверсія метану з водяною парою під тиском, близьким до атмосферного

Двоступенева каталітична конверсія метану з водяною парою під тиском, близьким до атмосферного представлена на рисунку 1.2

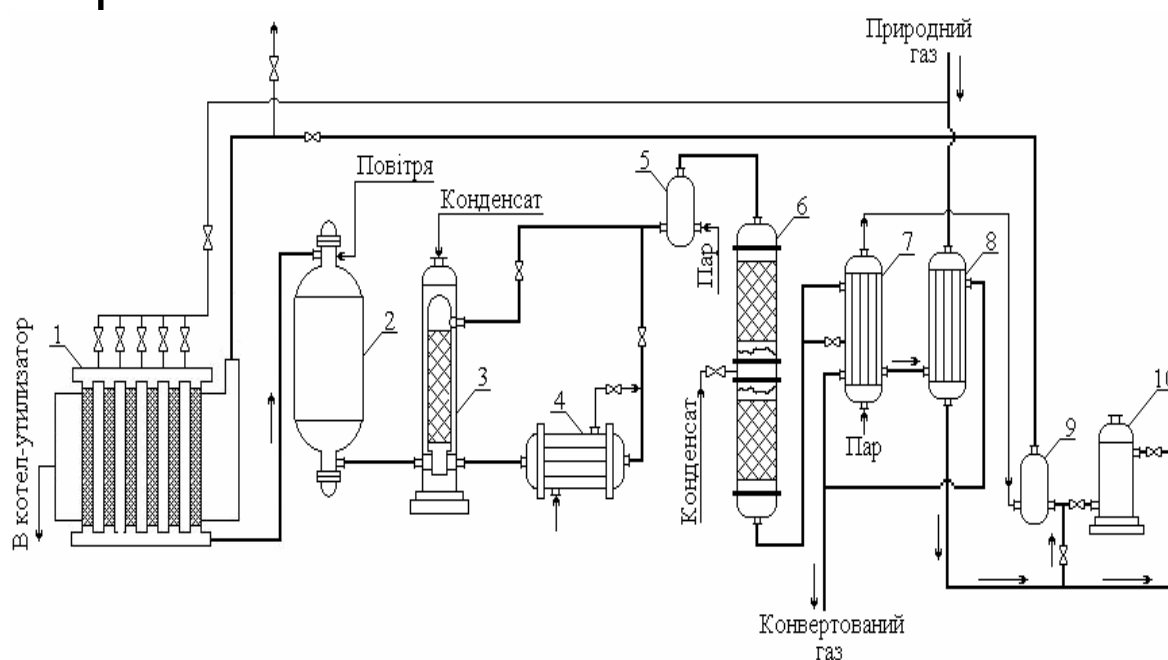


Рисунок 1.2 – Технологічна схема двоступеневої каталітичної конверсії метану з водяною парою під тиском, близьким до атмосферного.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		17

Природний газ поступає в теплообмінник 8, де нагрівається до температури 380 °С за рахунок тепла конвертованого газу. Після теплообмінника газ прямує в апарат сіркоочистки 10, заповнений поглиначем на основі оксиду цинку, де очищається від сірчистих з'єднань до вмісту сірки $2 \div 3 \text{ мг/м}^3$. У змішувачі 9 газ змішується з водяною парою до об'ємного співвідношення пара : газ = 2,5 : 1. Водяна пара заздалегідь нагрівається до 380 °С в паропідігрівачі 7 за рахунок тепла газів, що утворюються в результаті конверсії оксиду вуглецю (II). Регулювання співвідношення пара : газ здійснюється автоматично.

Парогазова суміш з температурою 380 °С поступає на перший ступінь конверсії метану – в трубчасту піч 1. Трубки всередині заповнені нікелевим каталізатором, а зовні обігріваються продуктами згорання природного газу, спалюваного в газових пальниках. Температура газів на виході з трубчастої печі підтримується автоматично в межах 700÷800 °С шляхом зміни подачі газу в пальники. На першому ступені конверсії відбувається окислення метану приблизно на 70%. Далі газ поступає в конвертор 2 другого ступеня, в якому при температурі 850÷1000 °С на нікелевому каталізаторі відбувається практично повне окислення метану. Перед входом в конвертор другого ступеня до газу додається повітря. За рахунок спалювання частини газу підвищується температура в конверторі. При температурі 850÷900 °С метан майже повністю реагує на нікелевому каталізаторі. Конвертований газ на виході з конвертора містить до 0,5% метану.

Після конвертора 2 газ поступає в котел-утилізатор 4, в якому температура газу знижується до 400 °С, а тепло, віддане їм, використовується для отримання водяної пари. Для подальшого охолодження і додаткового насичення водяною парою газ проходить через зволожувач 3.

Температуру газу, що поступає на конверсію оксиду вуглецю, регулюють, змінюючи подачу конденсату в зволожувач 3 або подаючи частину газу

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		18

безпосередньо в зволожувач, минувши котел-утилізатор. Конверсія оксиду вуглецю відбувається в двоступеневому конверторі 6, перед яким встановлений змішувач 5 для змішування поступаючого на конверсію газу з додатковою кількістю пари.

Після конвертора 6 газ розділяється на два паралельні потоки. Один з них проходить через паропідігрівач 7, а інший – через теплообмінник 8, де конвертований газ охолоджується, віддаючи тепло парі і природному газу, що йде на конверсію. Потім конвертований газ додатково охолоджується, очищається від кисневмісних речовин і використовується для синтезу аміаку.

1.3 Одноступінчата каталітична конверсія метану з парокисневоповітряною сумішшю

Одноступінчата каталітична конверсія метану з парокисневоповітряною сумішшю представлена на рисунку 1.3.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						19
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

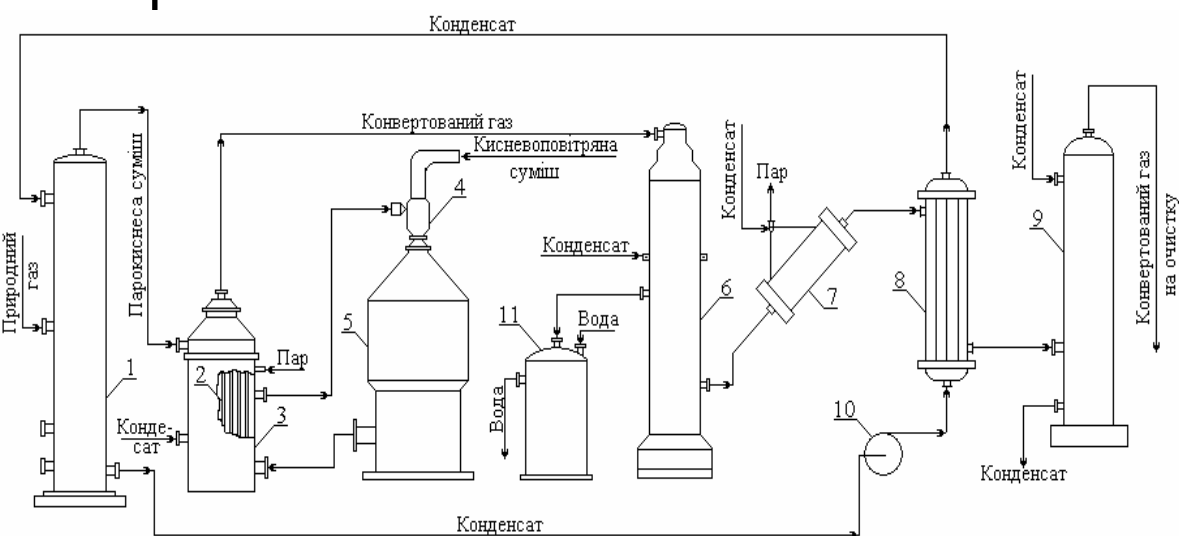


Рисунок 1.3 – Технологічна схема одноступінчатої каталітичної конверсії метану з парокисневоповітряною сумішшю.

Природний газ, що містить 95÷97% метану, під тиском 3÷5 ат. поступає з газорозподільної станції в продуктивний корпус отримання аміаку, що складається з відділень отримання і очищення азотоводневої суміші, а також синтезу аміаку. Пройшовши розподільний вузол, природний газ під тиском 1,5÷1,7 ат. прямує до окремих агрегатів. У агрегаті газ поступає в нижню частину сатураційної башти 1, що має насадку. Зверху башта зрошується гарячою водою (85÷90 °C), завдяки чому газ нагрівається до 80÷82 °C і

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		20

насичується парами води до об'ємного співвідношення пара : газ = 0,43 : 1. Парогазова суміш з сатураційної башти поступає в міжтрубний простір теплообмінника 2. У теплообміннику газ насичується парою до співвідношення пара : газ = 1 : 1 і нагрівається до температури 500÷600 °С за рахунок тепла конвертованого газу. Далі нагріта парогазова суміш поступає в змішувач 4. Кисень з цеху розділення повітря, що містить 0,5% N₂ і 4,5% Ar, подається в змішувач 4 відцентровим насосом. Заздалегідь кисень змішується з повітрям. Перед входженням в змішувач 4 повітряно-киснева суміш проходить холодильник і зворотний гідрозатвор (на схемі не показані). Пароповітрянокиснева суміш, що має температуру 400 °С, із змішувача 4 поступає з великою швидкістю в канал змішувача і зверху вниз подається в конвектор метану 5 шахтного типу. У конвекторі на нікелевому каталізаторі при температурі 850÷1100 °С протікають реакції метану з киснем і водяною парою.

Конвертований газ, що має температуру 850 °С, з конвектора прямує в зволожувач 3, куди подається конденсат. За рахунок випаровування конденсату газ охолоджується до температури 640 °С і насичується парами води до співвідношення пара : газ = 0,4 : 1. Зволожений ковертований газ з температурою 625 °С поступає в трубний простір теплообмінника 2, де віддає тепло парогазовій суміші, що йде в конвектор метану, охолоджуючись при цьому до 400 °С. Теплообмінник 2 і зволожувач 3 об'єднанні в один апарат. Далі газ поступає в двухступеневий конвектор окислу вуглецю 6, в якому на залізохромовому каталізаторі протікає взаємодія СО з водяною парою. Між ступеннями конвектора вприскується конденсат, який охолоджує газ до температури 370 °С і збагачує його парами води.

Конвертований газ, що містить до 3,5% СО і що має температуру близько 400 °С, прямує в котел-утилізатор 7, де за рахунок охолодження газу одержують насичену водяну пару тиском 5÷8 ат. Одержана в котлі-

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		21

утилізаторі насичена пара використовується для конверсії метану і оксиду вуглецю (II) і для регенерації розчинів, використаних для очищення газів.

Газ з температурою близько 200 °С з котла-утилізатора поступає у водонагрівальний теплообмінник 8. У ньому вода, циркулююча між сатураційною баштою і водонагрівальним теплообмінником, нагрівається до температури 85 °С.

Циркуляція води здійснюється насосом 10. Кількість води, що випарувалася в сатураційній башті, компенсується додаванням хімічно-очищеної води. Охолоджений у водонагрівальному теплообміннику конвертований газ з температурою 80 °С поступає в конденсаційну башту 9 для остаточного охолодження до 25÷35 °С оборотною водою. Охолоджений конвертований газ збирається в газгольдер 11, а з нього поступає на очищення і стиснення.

1.4 Одноступінчата каталітична парокиснева конверсія метану при підвищеному тиску в реакторі шахтного типу

Одноступінчата каталітична парокиснева конверсія метану при підвищеному тиску в реакторі шахтного типу представлена на рисунку 1.4.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		22

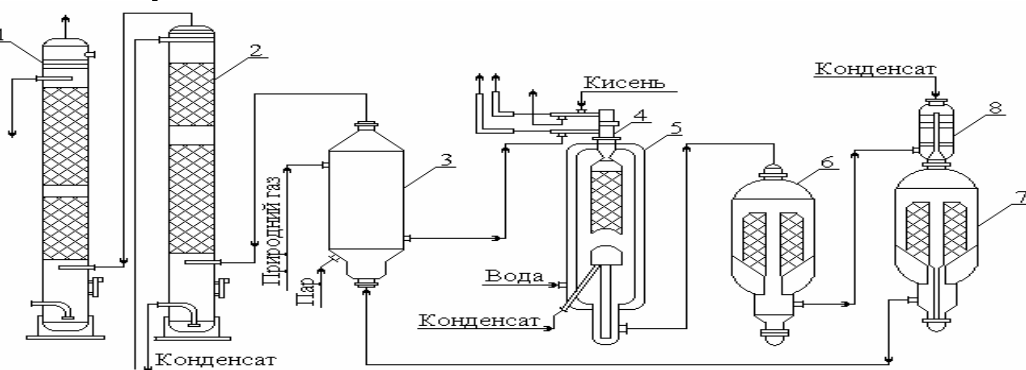


Рисунок 1.4 – Технологічна схема одноступінчатої каталітичної пароксневої конверсії метану при підвищеному тиску в реакторі шахтного типу.

Природний газ у відділення конверсії поступає з газорозподільної станції під тиском $35 \div 40$ ат. і розподіляється по окремим агрегатам. У агрегаті природний газ поступає в міжтрубний простір теплообмінника 3, куди подається насичена пара під тиском 26 ат. Пара змішується з газом в співвідношенні 2 : 1. Парогазова суміш нагрівається в теплообміннику гарячим конвертованим газом до температури 400°C і поступає в змішувач 4 конвертора метану. Кисень, необхідний для процесу каталітичної конверсії метану, під тиском 27 ат. поступає в змішувач 4 з цеху розділення повітря.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		23

Тиск природного газу, кисню і пари стабілізується регуляторами тиску, встановленими на колекторах вказаних потоків.

Необхідне співвідношення газу, пари і кисню забезпечується автоматично регуляторами співвідношення. Парогазокиснева суміш з температурою 350 °С прямує в конвертор метану 5, де на нікелевому каталізаторі при температурі 900 °С і тиску 20 ат. протікає процес взаємодії метану з киснем і водяним паром.

Конвертований газ, що містить не більш 2% метану, при температурі 870÷890 °С поступає в зволожувач, розміщений в одному корпусі з конвертором метану. У зволожувачі газ охолоджується до температури 400 °С і насичується водяними парами. Далі парогазова суміш поступає на конверсію оксиду вуглецю, яка проводиться в два ступені. У конвертор 6 першого ступеня завантажений цинкхромовий каталізатор, в конвертор 7 другого ступеня – залізохромовий. Між конверторами встановлений випарник 8, насадка якого зрошується конденсатом.

Після конвертора другого ступеня газова суміш поступає в трубки теплообмінника 3, де охолоджується до температури 300 °С. Далі конвертований газ прямує в скруббер 2 першої ступені охолодження, в якому охолоджується циркулюючим конденсатом до температури 120 °С. При цьому конденсується велика частина водяної пари, що міститься в газі. Остаточне охолодження газу до температури 40 °С відбувається в скруббері 1 другої ступені охолодження. Тут же відбувається майже повна конденсація водяної пари.

1.5 Двоступенева парова каталітична конверсія природного газу

Схема парової каталітичної конверсії природного газу представлена на рисунку 1.5.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		24

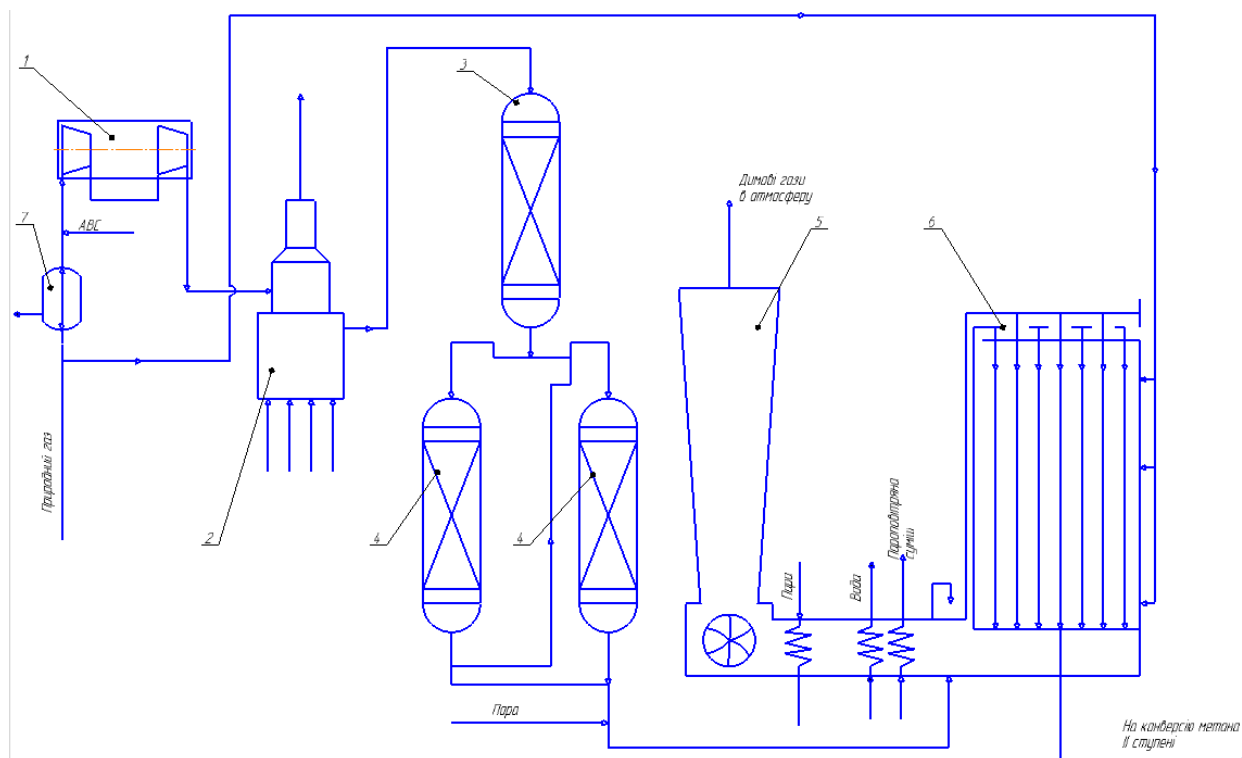


Рисунок 1.5 – Технологічна схема парової каталітичної конверсії (I ступінь) природного газу.

Природний газ, що містить до 80 мг/м^3 сірки, поступає на виробництво аміаку під тиском $0,5 \div 0,9 \text{ МПа}$ і розподіляється на два потоки: для технологічного процесу і для спалювання. Для відділення конденсату газ спрямовується у сепаратор 7.

До газу після сепаратора 7 для гідрування сіркоорганічних сполук в технологічний потік природного газу подається азотоводнева суміш у кількості, яка забезпечує вміст водню в газовій суміші перед сіркоочищенням, рівним 10% (об.). При нормальній роботі азотоводнева суміш поступає після метанування, у пусковий період подається зі сторони.

Природний газ, змішаний з азотоводневою сумішшю, поступає на центробіжний компресор 1, в якому стискається до тиску $4,1 \div 4,5 \text{ МПа}$. Після чого газова суміш підігрівається до температури 670 К у підігрівачі 2, за допомогою димових газів, що утворюються при спалюванні природного газу. Після підігрівача газова суміш проходить реактор гідрування

сіркоорганічних сполук 3, який заповнений алюмокобальт-молібденовим або алюмонікель-молібденовим каталізатор, і далі послідовно проходить два сіркоочистних апарати 4, заповнених оксидом цинку, для поглинання сполук сірки. При насиченні поглинача сіркою його замінюють свіжим, не зупиняючи агрегат. Після сіркоочистки газова суміш, очищена до вмісту сірки не менше $0,5 \text{ мг/м}^3$, з температурою 640 К і тиском 3,9 МПа направляється на парову конверсію метану в трубчасту піч 6. Перед нею газова суміш змішується з водяним паром у співвідношенні природний газ : пара, рівне 3,7 : 1.

Після змішування парогазова суміш з температурою 620÷650 К направляється в підігрівач, який знаходиться в конвекційній зоні трубчастої печі, де нагрівається за рахунок теплоти димових газів до температури 780÷810 К. Нагріта парогазова суміш направляється в реакційні труби печі парової конверсії метану 6.

В реакційних трубах на нікелевому каталізаторі під тиском 3,6 МПа при температурі на виході 1100 К і об'ємній швидкості 1750 год^{-1} здійснюється ендотермічний процес парової конверсії метану та інших вуглеводнів з отриманням водню, оксидів карбону (II) і (IV) у співвідношенні близькому до рівноважного, при температурі 1000 К.

Димові гази після допоміжної печі направляються в конвекційну зону печі. Теплота димових газів, які виходять з печі з температурою 1310 К, використовується:

- для нагрівання парогазової суміші, яка поступає в реакційні труби, до температури 780÷800 К;
- для нагрівання пароповітряної суміші, яка направляється в конвертор метану II ступені, до температури 755 К;
- для перегріву пара в двоступінчатому пароперегрівачі до 760 К;
- для нагрівання деаерованої води, яка поступає на підпитку котлів від 375 до 590 К;

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		26

– для нагрівання природного газу, який подається на спалювання в пальники трубчастої печі до температури 420 К.

Димові гази після використання їх теплоти в БТА з температурою 470÷510 К викидаються димососами через димову трубу 5 в атмосферу.

Проектом передбачена технологічна схема парової каталітичної конверсії природного газу у трубчастій печі на нікелевому каталізаторі під тиском 3,6 МПа. Метод парової конверсії дозволяє виключити установки розділення повітря для отримання кисню і замінити складні процеси очищення газової суміші від СО і залишків СО₂ процесом гідрування СО і СО₂ до метану. При цьому собівартість 1 т аміаку знижується приблизно на 10%, а питомі капітальні вкладення зменшуються на 15 – 20% в порівнянні з установками конверсії метану без тиску.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		27

2 ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОДУКЦІЇ, СИРОВИНИ, ДОПОМІЖНИХ МАТЕРІАЛІВ, ЕНЕРГЕТИЧНИХ НОСІЇВ

Таблиця 2.1 – Характеристика сировини і готової продукції згідно ГОСТ 5542-87 [9]

Найменування сировини і матеріалів	Державний або галузевий стандарт, технічні умови, регламент або методика на підготовку сировини	Показники, обов'язкові для перевірки	Регламентуємі показники з допустимими відхиленнями
1	2	3	4
Природний газ	ГОСТ 5542-87	Теплота згорання, кДж/м ³ , при температурі 20 °С і тиску 101,325 кПа не менше	31,8
		Масова концентрація сірководню, г/м ³ , не більше	0,02
		Масова концентрація меркаптанової сірки, г/м ³ , не більше	0,036
		Об'ємна частка кисню, %, не більше	0,001
Повітря технологічне	Регламент цеху	Масова концентрація сірчистих з'єднань (в перерахунку на сірку) та з'єднань хлору (в перерахунку на хлор), мг/м ³ , не більше	0,05
Синтез-газ	Регламент цеху	Об'ємна частка Н ₂ , %	73÷75
		Об'ємна частка N ₂ , %	23,6÷25
		Об'ємна частка СН ₄ , %, не більше	1,2
Аміак	ГОСТ 6221-90	Масова частка NH ₃ , не менше	99,6
		Масова частка води, %	0,2÷0,4
		Масова концентрація масла, мг/дм ³ , не більше	8
Азот газоподібний	ГОСТ 9293-74	Об'ємна частка азоту, %, не менше	97

Продовження таблиці 2.1

1	2	3	4
Масло КП-8	ТУ-38-101-124-6-90	Кінематична в'язкість при 100 °С, ССТ	7÷8
		Кислотне число, мг КОН, не більше	0,03
		Вода	відсутня
		Механічні домішки	відсутні
		Температура запалювання, °С, не нижче	200
Демінералізована вода	Технологічний регламент	Масова частка діоксиду кремнію, мг/дм ³ , не більше	0,02
		Масова частка заліза, мг/дм ³ , не більше	0,03
		Масова частка міді, мг/дм ³ , не більше	0,02
Азот продувний	Технологічний регламент	Об'ємна частка кисню, %, не більше	1
Каталізатор гідрування сірчистих з'єднань типу АКМ	ТУ-38-101-194-77	Вміст СоС, %	3,8
		Вміст NiO, %	10
		Вміст МоО, %	12÷24
		Насипна маса, кг/м ³	640÷870
Поглинач сірководню типу ГИАП-10-2	ТУ-113-03-2002-86	Насипна маса, кг/м ³	1300÷1800
Каталізатор парової конверсії метану типу ГИАП-18	ТУ-113-03-2006-92	Вміст NiO, %	10÷26
		Насипна маса, кг/м ³	900÷1200

2.1 Характеристика продукції, що випускається

Продукція – аміак рідкий синтетичний. Хімічна формула – NH₃.

Аміак технічний рідкий виробляється у відповідності з вимогами ГОСТ 6221–90.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		29

В залежності від галузі використання рідкий аміак виробляється трьох марок:

А – для виробництва азотної кислоти, у якості холодоагенту, для азотування та для створення захисних атмосфер.

Ак – для поставки на експорт та для транспортування по магістральному аміакопроводу.

Б – для переробки на добрива та у сільському господарстві – як азотне добриво.

По узгодженню зі споживачем, можливе використання будь-якої із вказаних марок у галузях народного господарства та поставки на експорт.

Рідкий аміак повинен відповідати нормам, які вказані у таблиці 2.2

Таблиця 2.2 – Продукційний аміак згідно ГОСТ 6621-90 [10]

Найменування показника	Норма для марки			Метод аналізу
	А	Ак	Б	
Масова частка аміаку, %, не менше	99,9	99,6	99,6	За п. 3.2 за ГОСТ 6621-90
Масова частка азоту, %, не менше	-	82	82	За п. 3.3 за ГОСТ 6621-90
Масова частка води, %	-	0,2÷0,4	0,2÷0,4	За ГОСТ 28362.1
Масова концентрація масла, мг/дм ³ , не більше	2	2	8	За ГОСТ 28362.3
Масова концентрація заліза, мг/дм ³ , не більше	1	1	2	За ГОСТ 28362.5
Масова частка хлору, мг/кг, не більше	-	0,5	-	За ГОСТ 28362.6
Масова частка оксиду вуглецю (IV), мг/кг, не більше	-	20÷40	-	За ГОСТ 28362.7

Примітка: дозволяється масова частка води у рідкому аміаку марки Ак, який транспортується у цистернах, та марки Б менше ніж 0,2%, і доведення її до норми 0,2÷0,4% на припортових заводах.

Аміак при нормальній температурі і атмосферному тиску знаходиться у газоподібному стані. Газоподібний аміак відноситься до горючих газів. Температура його самозаймання 650 °С, мінімальна енергія запалення 680 МДж.

Суміш амаку з повітрям вибухонебезпечна при наявності в ній аміаку від 15 до 28%.

Рідкий аміак відноситься до важкозаймистих речовин.

Температура кипіння рідкого аміаку при тиску 0,1 МПа (1 кгс/см²) дорівнює –33,4 °С. В цих умовах густина газоподібного аміаку – 0,89 кг/м³, рідкого – 682,8 кг/м³.

Температура плавлення при тиску 0,1 МПа складає 77,7 °С.

Температура розкладу аміаку на азот та водень:

без каталізатору – 1200 °С й більше;

у присутності каталізатора – 300 °С.

Аміак добре розчинюється у воді, при цьому утворюється гідроксид амонію. При температурі 20 °С і тиску 0,1 МПа в одному об'єму води розчинюється 695 об'ємів аміаку.

Мольний об'єм при 273,14 К і тиску 0,1 МПа дорівнює 22,08 м³/кмоль.

Газова стала – 0,49 кДж/(кг·К).

Критична температура – 405,55 К (132,4 °С).

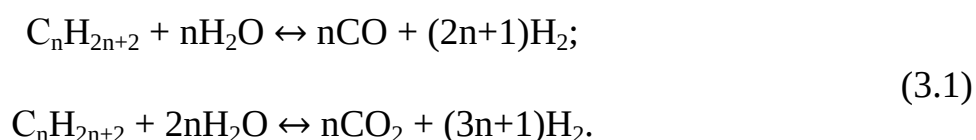
					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		31

З ХІМІЗМ ТА ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ І ОБҐРУНТУВАННЯ НОРМ ТЕХНОЛОГІЧНИХ РЕЖИМІВ

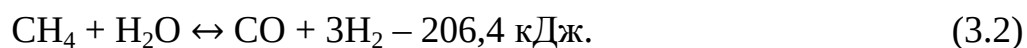
3.1 Кінетика процесу конверсії метану

В даний час на сучасних підприємствах найбільше застосування знаходять промислові методи отримання водню шляхом конверсії природного газу, що складається в основному з метану, за допомогою різних окислювачів. Найбільш рентабельнішим з них по витратах електроенергії є парова каталітична конверсія метану.

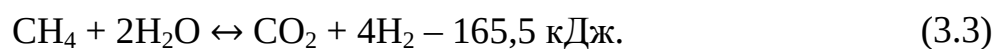
В основі конверсії водяним паром лежать наступні сумарні ендотермічні реакції:



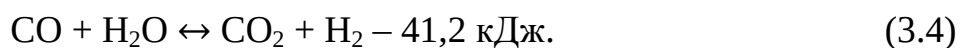
При використанні як початкової сировини метану і водяного пару реакція протікає за рівнянням:



При надлишку водяної пари реакція протікає за рівнянням:



Реакцію (3.3) можна розглядати як результат накладення реакції (3.2) на реакцію взаємодії CO з водяною парою:



					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						32
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Константи рівноваги реакцій (3.2), (3.3) і (3.4), визначаючих процес конверсії з водяною парою, в загальному вигляді виражаються наступними рівняннями:

$$Kp' = \frac{p_{CO} \cdot p_{H_2}^3}{p_{CH_4} \cdot p_{H_2O}}; Kp'' = \frac{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}^4}{p_{CH_4} \cdot p_{H_2O}^2}; Kp''' = \frac{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}}{p_{CO} \cdot p_{H_2O}}, \quad (3.5)$$

де $p_{CH_4}, p_{CO}, p_{CO_2}, p_{H_2O}, p_{H_2}$ – парціальний тиск метану, оксиду вуглецю (II), оксиду вуглецю (IV), водяної пари, водню, в рівноважній газовій суміші з загальним тиском P , тобто:

$$P = p_{CH_4} + p_{CO} + p_{CO_2} + p_{H_2} + p_{in}, \quad (3.6)$$

де p_{in} – парціальний тиск інертного газу (суміш азоту і аргону).

Значення константи рівноваги Kp' може бути обчислене для будь-якої температури за рівнянням:

$$\lg Kp = \frac{9840}{T} + 8,343 \lg T - 2,059 \cdot 10^{-3} T + 0,178 \cdot 10^{-6} T^2 - 11,96 \quad (3.7)$$

Значення констант реакцій (3.2), (3.3) і (3.4) залежно від температури приведені в таблиці 3.1.

Таблиця 3.1 – Значення констант реакцій при різних температурах

Температура, K	Kp'	Kp''	Kp'''
1	2	3	4
800	$3,112 \cdot 10^{-2}$	0,126	4,038
900	1,3071	2,879	2,204

Продовження таблиці 3.1

1	2	3	4
1000	$2,6631 \cdot 10$	$3,649 \cdot 10$	1,374
1100	$3,1487 \cdot 10^2$	$2,959 \cdot 10^2$	0,9444
1200	$2,4852 \cdot 10^3$	$1,723 \cdot 10^3$	0,6966
1300	$1,4237 \cdot 10^4$	$2,759 \cdot 10^3$	0,5435
1400	$6,4541 \cdot 10^4$	$2,821 \cdot 10^4$	0,4406

Згідно правилу, число невідомих реакцій, що визначають будь-який рівноважний процес, рівне різниці між числом компонентів, що беруть участь в рівновазі, і числом хімічних елементів, з яких складаються ці компоненти.

В даному випадку в результаті реакцій встановлюється рівновага між п'ятьма головними компонентами газової суміші – CH_4 , H_2O , CO , CO_2 і H_2 , які утворені з трьох хімічних елементів – вуглецю, водню і кисню. Звідси число незалежних реакцій, що повністю характеризують рівновагу даного процесу, рівне двом, в якості цього приймають реакції (3.2) і (3.4). Константа рівноваги (3.2) визначає кількість метану, що не прореагував, а також сумарну кількість отриманого оксиду вуглецю (II) і водню. Співвідношення ж між цими компонентами (CO і H_2) регулюється реакцією (3.4) взаємодії CO з водяною парою, рівновага якої при даній температурі залежить в основному від кількості водяної пари в системі.

З метою отримання максимального виходу водню процес конверсії метану слід було б вести по реакції (3.3) одноступінчато з безпосереднім отриманням водню і оксиду вуглецю (IV). Проте такий процес термодинамічно не вигідний, оскільки вимагає надмірно великих витрат пари. Крім того, при понижених температурах конверсії в продуктах реакції залишається багато

метану, що не прореагував, а при підвищених – в газі міститься велика кількість оксиду вуглецю (II).

Для визначення ступеня конверсії метану залежно від температури і складу початкової газової суміші розглянемо розрахунок рівноважного складу газу парової конверсії метану в загальному вигляді.

Позначимо через n_{xi} кількість молей речовини Xi , яка знаходиться в суміші до реакції. Реакційна суміш містить, моль: метану – n_{CH_4} , водяної пари – n_{H_2O} , оксиду вуглецю (II) – n_{CO} , водню – n_{H_2} , оксиду вуглецю (IV) – n_{CO_2} , азоту – n_{N_2} .

Всього в суміші міститься:

$$\sum n_{xi} = n_{CH_4} + n_{H_2O} + n_{CO} + n_{H_2} + n_{CO_2} + n_{N_2} \quad (3.8)$$

Нехай a молей метану реагує по реакції (3.2), після чого b молей CO реагує по реакції (3.4). Тоді газ після протікання цих реакцій матиме кінцевий склад, молей: метану – $(n_{CH_4} - a)$, водяної пари – $(n_{H_2O} - a - b)$, оксиду вуглецю (II) – $(n_{CO} + a - b)$, водню – $(n_{H_2} + 3a + b)$, оксиду вуглецю (IV) – $(n_{CO_2} + b)$, азоту – n_{N_2} .

$$\left. \begin{aligned} p_{CH_4} &= \frac{n_{CH_4} - a}{\sum n_{xi} + 2a} \cdot P; & p_{H_2O} &= \frac{n_{H_2O} - a - b}{\sum n_{xi} + 2a} \cdot P; \\ p_{CO} &= \frac{n_{CO} + a - b}{\sum n_{xi} + 2a} \cdot P; & p_{H_2} &= \frac{n_{H_2} + 3a + b}{\sum n_{xi} + 2a} \cdot P; \\ p_{CO_2} &= \frac{n_{CO_2} + b}{\sum n_{xi} + 2a} \cdot P; & p_{N_2} &= \frac{n_{N_2}}{\sum n_{xi} + 2a} \cdot P. \end{aligned} \right\} \quad (3.9)$$

Підставивши значення p_{CH_4} , p_{CO} , p_{CO_2} , p_{H_2O} , p_{H_2} , p_{N_2} в рівняння (3.5), що зв'язують константи рівноваги реакцій (3.2) і (3.4) з парціальним тиском компонентів газової суміші, одержимо систему рівнянь:

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						35
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$Kp' = \frac{(n_{CO} + a - b) \cdot (n_{H_2} + 3a + b)^3 \cdot P^2}{(n_{CH_4} - a) \cdot (n_{H_2O} - a + b) \cdot (\sum n_{x_i} + 2a)^2} \quad (3.10)$$

$$Kp_{(III)} = \frac{(n_{CO_2} + b) \cdot (n_{H_2} + 3a + b)}{(n_{CO} + a - b) \cdot (n_{H_2O} - a - b)} \quad (3.11)$$

За умови, що Kp' і Kp''' відомі, система рівнянь (3.10) і (3.11) є системою двох рівнянь з двома невідомими. Рішення її дає можливість визначити значення a і b . Підставивши ці значення в рівняння парціального тиску компонентів кінцевої газової суміші (3.9), одержимо рівноважний склад газової суміші.

Теоретичний склад газу парової конверсії метану в температурному інтервалі 800÷1200 °С приведений на рисунку 3.1, з якого видно, що з підвищенням температури реакції кількість метану, водяної пари і оксиду вуглецю (IV) зменшується, а кількість водню і оксиду вуглецю (II) зростає. Крім того, при температурах понад 1200 °С можна одержати газ, що повністю складається з водню і оксиду вуглецю (II).

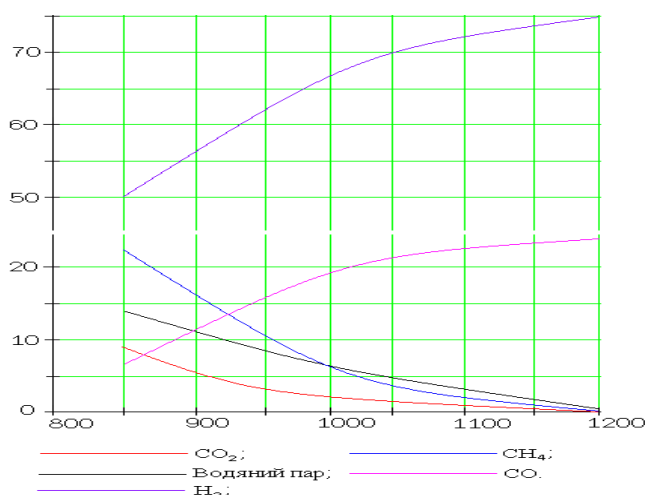


Рисунок 3.1 – Залежність рівноважної газової суміші, що утворюється в результаті реакцій (3.2), (3.3), (3.4) від температури.

Швидкість окислення метану водяною парою на нікелевому катализаторі і інтервалі температур 400÷700 °С описується емпіричним диференціальним рівнянням:

$$-\frac{p_{CH_4}}{d\tau} = k \cdot \frac{p_{CH_4} \cdot p_{H_2O}}{10p_{H_2} + p_{H_2O}} \quad (3.12)$$

де p_{CH_4} , p_{H_2O} , p_{H_2} , – парціальний тиск реагентів; k – константа швидкості;
 τ – час реакції, с.

Залежність константи швидкості реакції від температури для інтервалу температур 400÷700 °С виражається рівнянням:

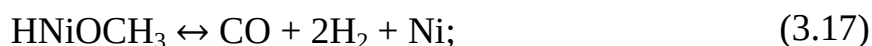
$$k = 1,3 \cdot 10^{18} \cdot \exp\left(\frac{96,3}{RT}\right) \quad (3.13)$$

де 96,3 – енергія активації, кДж/моль; R – газова постійна, Дж/(моль · К); k – константа швидкості реакції, с⁻¹.

При вивченні кінетики на нанесеному нікелевому катализаторі одержали достатньо точне і просте кінетичне рівняння:

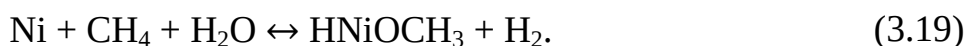
$$\omega = k \cdot p_{CH_4} \quad (3.14)$$

Дослідження кінетики процесу конверсії метану водяною парою проведені при атмосферному і підвищеному тиску у присутності нікелевих катализаторів типу ГИАП-3. Варіант двохстадійного процесу може бути представлений у вигляді рівнянь реакцій:





Сумарну швидкість конверсії визначає реакція, що приводить до утворення активного проміжного з'єднання:



Вважаючи, що швидкість останньої реакції пропорційна поверхневій концентрації активного проміжного з'єднання, і встановлюючи концентрацію з умов рівноваги реакції, одержимо кінетичне рівняння (при незначних надлишках водяної пари в початковій суміші):

$$-\frac{dp_{\text{CH}_4}}{d\tau} = k \cdot \frac{p_{\text{CH}_4}}{p_{\text{H}_2}} \quad (3.20)$$

Таким чином, підвищення температури, пониження тиску і збільшення надлишку водяної пари сприяють підвищенню ступеня конверсії метану. Проте, не дивлячись на зсув рівноваги реакції в небажаному напрямі і підвищеному тиску, на практиці застосовують підвищений тиск, що приводить до зниження енергетичних і капітальних витрат.

3.2 Вплив тиску на реакції конверсії вуглеводнів

Всі реакції конверсії метану в синтез-газ протікають із збільшенням об'єму, внаслідок чого підвищення тиску веде до зміщення рівноваги реакцій конверсії вліво. Відповідно з термодинаміки, впливає, що підвищення тиску негативно впливає на хід процесу. Кількість залишкового метану в конвертованому газі приблизно пропорційна квадрату тиску. Проте негативний вплив тиску повністю компенсується значним підвищенням температури в зоні реакції. При високих температурах, яких легко досягти шляхом часткового окислення вуглеводнів, стан рівноваги дає можливість одержати висо-

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		38

кий вихід H_2 і CO при високому тиску і цілком допустиму кількість залишкового метану в конвертованому газі.

В разі використання одержаних газів для синтезів (NH_3 , CH_3OH і ін.) під високим тиском реакції конверсії вуглеводнів економічніше вести при підвищеному тиску.

Тиск не впливає на рівновагу реакції (3.3), від якої залежить співвідношення між кількістю водню, оксиду вуглецю (II), оксиду вуглецю (IV) і водяної пари.

Застосування тиску дозволяє досягти будь-якого ступеня перетворення метану при високих температурах, що видно за даними таблиці 3.3.

Таблиця 3.3 – Залежність вмісту метану в конвертованому газі від тиску і температури

Тиск, процесу, МПа	Необхідна температура °С, процесу при вмісті метану в рівноважній суміші% (об.)				
	5	2	1	0,5	0,2
0,101	-	700	-	-	800
1,013	800	870	950	950	1000
2,26	870	950	1000	1030	1100
4,52	940	1020	1080	1130	1200

Кращі результати одержують при конверсії гомологів метану (етан, пропан, бутан і ін.) в умовах високого тиску, оскільки ці гомологи взаємодіють з водяною парою при більш низьких температурах (400÷500 °С).

3.3 Каталіз процесу конверсії метану. Каталізатори

Приведені вище реакції конверсії метану можуть протікати у присутності каталізаторів або без них. Залежно від цього швидкості реакцій і їх механізми різні.

За відсутності каталізатора швидкість конверсії метану з водяною парою порівняно мала і термодинамічна рівновага в області температур $700 \div 1050$ °C не досягається.

Найкращими каталізаторами для реакцій конверсії метану є нікелеві і кобальтові, активовані добавками оксидів алюмінію, магнію, хрому, торія і ін. На таких каталізаторах рівновага досягається протягом $0,5 \div 0,6$ с при $700 \div 900$ °C.

Якість каталізатора значною мірою залежить від природи носія, що визначає міцність каталізатора, поверхню його контакту і інше. Найбільше застосування як носії знайшли: оксид алюмінію (глинозем), шамот, плавлений оксид магнію і кізельгур. Кращими промоторами (активаторами) нікелевого каталізатора, нанесеного на оксид алюмінію, виявилися MgO , Al_2O_3 , Cr_2O_3 , ThO_2 .

На сучасних заводах каталітичну конверсію метану проводять на нікелевих каталізаторах типу ГИАП-3 [1]. Нікелевий каталізатор містить 5% Ni (активний компонент), 94% α – Al_2O_3 (носій), 1% γ – Al_2O_3 (промотор). В даний час розроблені і застосовуються вдосконалені наносні нікелеві каталізатори, наприклад ГИАП-3-6Н, ГИАП-16 та інші.

Конверсію метану з різними окислювачами проводять у присутності каталізаторів, за винятком високотемпературної конверсії, що здійснюється при температурі $1570 \div 1770$ К. В цьому випадку процес з достатньою швидкістю окислення метану протікає без каталізатора.

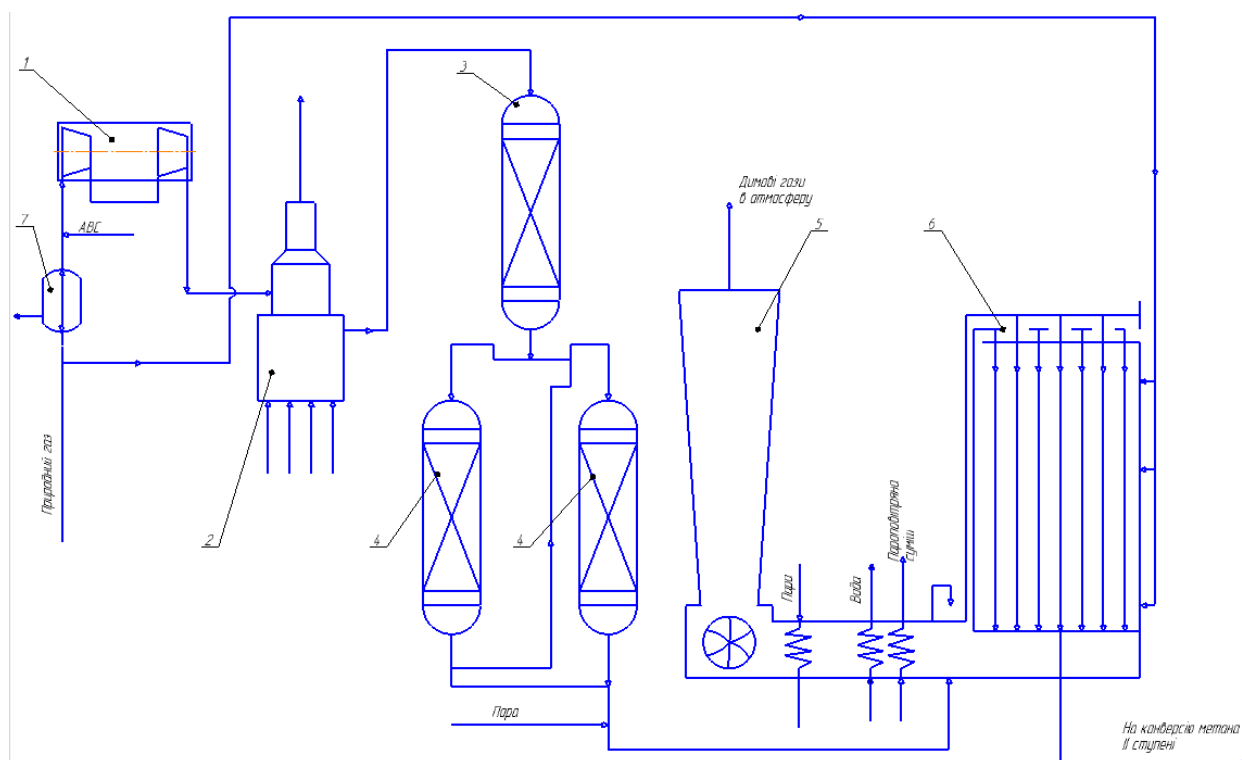
Щоб уникнути зниження активності каталізатора вміст домішок оксиду кремнію в носії повинен бути не більш 0,5%, оскільки при температурах по-

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						40
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

над 1170 К нікель утворює з SiO_2 неактивний силікат нікелю. Небажана також присутність сульфату кальцію, який при відновленні може виділяти сірководень, що отруює каталізатор.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						41
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

4 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ВИРОБНИЦТВА



1 – компресор; 2 – підігрівач; 3 – реактор гідрування сіркоорганічних сполук; 4 – апарати сіркоочистки; 5 – димова труба; 6 – трубчаста піч; 7 – сепаратор

Рисунок 4.1 – Технологічна схема I ступені конверсії природного газу в агрегаті синтезу аміаку потужністю 1360 т/добу.

Природний газ, що містить до 80 мг/м^3 сірки, поступає на виробництво аміаку під тиском $0,5 \div 0,9 \text{ МПа}$ і розподіляється на два потоки: для технологічного процесу і для спалювання [6].

Для гідрування сіркоорганічних сполук в технологічний потік природного газу подається азотоводнева суміш у кількості, яка забезпечує вміст водню в газовій суміші перед сіркоочищенням, рівним 10% (об.). При нормальній роботі азотоводнева суміш поступає після метанування, у пусковий період подається зі сторони.

Природний газ, змішаний з азотоводневою сумішшю, поступає на центробіжний компресор 1, в якому стискається до тиску $4,1 \div 4,5$ МПа. Після чого газова суміш підігрівається до температури 670 К у підігрівачі 2, за допомогою димових газів, що утворюються при спалюванні природного газу. Після підігрівача газова суміш проходить реактор гідрування сіркоорганічних сполук 3, який заповнений алюмокобальт-молібденовим або алюмонікель-молібденовим каталізатор, і далі послідовно проходить два сіркоочистних апарати 4, заповнених оксидом цинку, для поглинання сполук сірки. При насиченні поглинача сіркою його замінюють свіжим, не зупиняючи агрегат. Після сіркоочистки газова суміш, очищена до вмісту сірки не менше $0,5 \text{ мг/м}^3$, з температурою 640 К і тиском 3,9 МПа направляється на парову конверсію метану в трубчасту піч 6. Перед нею газова суміш змішується з водяним паром у співвідношенні природний газ : пара, рівне 3,7 : 1.

Після змішування парогазова суміш з температурою $620 \div 650$ К направляється в підігрівач, який знаходиться в конвекційній зоні трубчастої печі, де нагрівається за рахунок теплоти димових газів до температури $780 \div 810$ К. Нагріта парогазова суміш направляється в реакційні труби печі парової конверсії метану 6.

В реакційних трубах на нікелевому каталізаторі під тиском 3,6 МПа при температурі на виході 1100 К і об'ємній швидкості 1750 год^{-1} здійснюється ендотермічний процес парової конверсії метану та інших вуглеводнів з отриманням водню, оксидів карбону (II) і (IV) у співвідношенні близькому до рівноважного, при температурі 1000 К. Вміст залишкового метану в конвертованому газі на виході з труб печі парової конверсії близький до рівноважного і становить $\sim 10\%$ (об.).

Теплоту, необхідну для ендотермічного процесу парової конверсії метану, отримують за рахунок спалювання суміші природного газу з танковими та продувними газами в пальниках, розміщених на стелі печі між рядами реакційних труб. Теплова напруга, віднесена до внутрішньої поверхні

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						43
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

реакційних труб, становить $350 \cdot 10^3$ кДж/(м²·год). Розрахункова температура поверхні реакційних труб становить 1200 К [5]. Трубчаста піч, окрім радіаційної зони з реакційними трубами оснащена конвекційною зоною з блоком тепловикористовуючої апаратури (БТА) та допоміжною піччю, в якій за рахунок спалювання природного газу утворюється пар тиском 10,5 МПа.

Димові гази після допоміжної печі направляються в конвекційну зону печі. Теплота димових газів, які виходять з печі з температурою 1310 К, використовується [5]:

- для нагрівання парогазової суміші, яка поступає в реакційні труби, до температури 780÷800 К;

- для нагрівання пароповітряної суміші, яка направляється в конвертор метану II ступені, до температури 755 К;

- для перегріву пара в двоступінчатому пароперегрівачі до 760 К;

- для нагрівання деаерованої води, яка поступає на підпитку котлів від 375 до 590 К;

- для нагрівання природного газу, який подається на спалювання в пальники трубчастої печі до температури 420 К.

Димові гази після використання їх теплоти в БТА з температурою 470÷510 К викидаються димососами через димову трубу 5 в атмосферу.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						44
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

5 ВИТРАТНІ КОЕФІЦІЄНТИ З СИРОВИНИ, НАПІВПРОДУКТІВ, ДОПОМІЖНИХ МАТЕРІАЛІВ ТА ЕНЕРГЕТИЧНИХ НОСІЇВ

Тиск парогазової суміші на вході в піч 3,73 МПа, на виході 3,24÷3,33 МПа. Об'ємне співвідношення водяна пара : природний газ = 3,7 : 1. Температура парогазової суміші на вході в піч 525 °С. Вміст CH_4 у сухому газі на виході 9% об. Гомологи CH_4 розкладаються повністю. Температура на виході із реакційних труб 825 °С. Приймаємо, що співвідношення між вмістом CO_2 і CO в газі після трубчатої печі відповідає стану рівноваги реакції за 819 °С. Температура димових газів на виході із печі 1040 °С.

Позначимо (в м^3): V – об'єм сухого газу на виході; a – вміст CO_2 в газі на виході; b – вміст CO в газі на виході; v – вміст H_2 в газі на виході; $г$ – кількість водяної пари, яка прореагувала з вуглеводнями; x – кількість природного газу, який згорає в міжтрубному просторі печі.

Розрахунки ведемо на 100 м^3 природного газу, який поступає на конверсію (на 100 м^3 реакційного природного газу (РПГ)). Для гідрування органічних сполук сірки в H_2S до 1 м^3 РПГ додаємо 0,1 м^3 азотоводневої суміші (табл. 5.1).

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

Компонент	Початковий природний газ, м^3 (% об.)	Азотоводнева суміш		Змішаний газ	
		м^3	% об.	м^3	% об.
1	2	3	4	5	6
CO_2	0,08	-	-	0,08	0,07
CH_4	93,7	0,1	1	93,8	85,27
C_2H_6	3,2	-	-	3,2	2,9
C_3H_8	1,14	-	-	1,14	1,04

Продовження таблиці 5.1

1	2	3	4	5	6
C ₄ H ₁₀	0,32	-	-	0,32	0,29
C ₅ H ₁₂	0,09	-	-	0,09	0,08
C ₆ H ₁₄	0,02	-	-	0,02	0,02
H ₂	-	7,416	74,16	7,416	6,74
Ar	-	0,03	0,3	0,03	0,03
N ₂	1,45	2,454	24,54	3,904	3,56
Усього:	100	10	100	110	100

5.1 Розрахунок матеріального балансу

Складаємо балансові рівняння по кожному хімічному елементу, який є в початковій парогазовій суміші, припускаючи, що об'єм елемента дорівнює об'єму компонента суміші, куди входить даний елемент, і складаємо рівняння K_p через об'єми газів на виході. Одержуємо систему п'яти лінійних рівнянь з п'ятьма невідомими. Розв'язуючи цю систему відносно невідомих виконуємо поставлену ціль.

Сума вуглецю в перерахунку на C₁ у вуглеводнях змішаного газу становить:

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

Баланс по вуглецю, м³:

$$0,08 + 93,8 + 2 \cdot 3,2 + 3 \cdot 1,14 + 4 \cdot 0,32 + 5 \cdot 0,09 + 6 \cdot 0,02 = a + b + 0,09 \cdot V;$$

$$105,55 = a + b + 0,09 \cdot V. \quad (5.1)$$

Баланс по водню, м³:

$$7,416 + 2 \cdot 93,8 + 3 \cdot 3,2 + 4 \cdot 1,14 + 5 \cdot 0,32 + 6 \cdot 0,09 + 7 \cdot 0,02 + 370 = \text{в} + 2 \cdot 0,09 \cdot V + (370 - \Gamma);$$

$$\Gamma = \text{в} + 0,18 \cdot V - 211,456. \quad (5.2)$$

Баланс по кисню, м³:

$$0,08 + 0,5 \cdot 370 = \text{а} + 0,5 \cdot \text{б} + 0,5 \cdot (370 - \Gamma);$$

$$0,08 = \text{а} + 0,5 \cdot \text{б} - 0,5 \cdot \Gamma. \quad (5.3)$$

Об'єм сухого газу на виході із трубчастої печі становить, м³:

$$V = \text{а} + \text{б} + \text{в} + 0,09 \cdot V + 0,03 + 3,904;$$

$$\text{а} + \text{б} + \text{в} - 0,91 \cdot V = -3,934. \quad (5.4)$$

Рівновага реакції (3.14) за 819 °С набуває вигляду:

$$K_p = \frac{P_{CO_2}^* \cdot P_{H_2}^*}{P_{CO}^* \cdot P_{H_2O}^*} = \frac{[CO_2]^* \cdot P \cdot [H_2]^* \cdot P}{[CO]^* \cdot P \cdot [H_2O]^* \cdot P} = \frac{\text{а} \cdot \text{в}}{\text{б} \cdot (370 - \Gamma)} = 0,95, \quad (5.5)$$

де 0,95 – значення K_p за 819 °С [7].

Визначимо в, для чого з рівняння (5.1) віднімемо рівняння (5.4):

$$\text{в} = V - 109,484. \quad (5.6)$$

Підставив значення у рівняння (5.2) одержимо:

$$\Gamma = 1,18 \cdot V - 320,94. \quad (5.7)$$

Віднімемо рівняння (5.3) з рівняння (5.1):

$$105,47 = 0,5 \cdot \text{б} + 0,09 \cdot V + 0,5 \cdot \Gamma.$$

Підставив сюди значення Γ , одержимо:

$$\text{б} = 531,88 - 1,36 \cdot V. \quad (5.8)$$

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						47
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Після підстановки у рівняння (5.4) значення в і б, одержимо:

$$a = 1,27 \cdot V - 426,33. \quad (5.9)$$

Підставив у рівняння константи рівноваги реакції конверсії вуглецю оксиду значення а, б, в та г, одержимо:

$$K_p = \frac{(1,27 \cdot -426,33) \cdot (V - 109,4840)}{(531,88 - 1,36 \cdot V) \cdot (370 - 1,18 \cdot V + 320,94)} = 0,95, \quad (5.10)$$

звідки $V = 364,06 \text{ м}^3$.

Підставимо значення V у рівняння (5.6) – (5.9) і визначимо об'єми всіх компонентів конвертованого газу на виході із трубчастої печі, м^3 :

$$a = 36,026; б = 36,76; в = 254,576; г = 108,65.$$

Правильність розв'язання цих рівнянь перевіримо підстановкою значень а, б, в та г у рівняння (5.5). Одержимо $K_p = 0,954$, що достатньо співпадає з табличними значеннями константи рівноваги реакції за 819°C ($K_p = 0,95$).

Зведемо одержані дані в таблицю 5.2.

Таблиця 5.2 – Об'єм і склад газу після трубчастої печі

Компонент	Вологий газ		Сухий газ	
	м^3	%об.	м^3	%об.
1	2	3	4	5
CO_2	36,026	5,76	36,026	9,89
CO	36,76	5,88	36,760	10,1
H_2	254,576	40,7	254,576	69,93
CH_4	32,764	5,24	32,764	9
N_2	3,904	0,62	3,904	1,07
Ar	0,03	0,01	0,03	0,01

Продовження таблиці 5.2

1	2	3	4	5
H ₂ O	261,35	41,79	-	-
Усього:	625,41	100	364,06	100

Співвідношення пара : газ (n) на виході із трубчастої печі (табл. 5.2) дорівнює:

$$n = \frac{261,35}{364,06} = 0,7179.$$

Ступінь конверсії CH₄ (по C, у вуглеводнях змішаного газу) становить:

$$X_{c_1} = \frac{(105,47 - 32,764)}{105,47} \cdot 100 = 68,9\%,$$

де 32,764 – кількість залишкового CH₄ у конвертованому газі після трубчастої печі.

5.2 Розрахунок теплового балансу

Рівняння теплового балансу трубчастої печі:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6, \quad (5.11)$$

де Q_1 – фізичне тепло парогазової суміші на вході в піч, кДж;

Q_2 – фізичне тепло суміші ТПГ і повітря, яке подається на його згорання, та тепло, яке виділяється в процесі згорання x м³ ТПГ, кДж;

Q_3 – витрати тепла на реакції, кДж;

Q_4 – фізичне тепло конвертованої парогазової суміші на виході із печі, кДж;

Q_5 – фізичне тепло димових газів на виході із печі, кДж;

Q_6 – втрати тепла у навколишнє середовище, кДж;

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		49

Прихід тепла:

$$Q_1 = V_{\text{с.г.}} \cdot C_{P,V}^{t_{\text{BX}}} \cdot t_{\text{BX}} + V_{H_2O} \cdot C_{P,V,H_2O}^{t_{\text{BX}}} \cdot t_{\text{BX}}, \quad (5.12)$$

де $V_{\text{с.г.}}$ – об'єм змішаного сухого газу на вході в трубчасту піч, $V_{\text{с.г.}} = 110 \text{ м}^3$;

$C_{P,V}^{t_{\text{BX}}}$ – середня об'ємна теплоємність змішаного сухого газу на вході в трубчасту піч в інтервалі температур $0 \div t_{\text{BX}}$ за постійного тиску, $\text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{град})$;

V_{H_2O} – об'єм водяної пари, яка надходить в трубчасту піч, $V_{H_2O} = 370 \text{ м}^3$;

$C_{P,V,H_2O}^{t_{\text{BX}}}$ – середня за t_{BX} об'ємна теплоємність водяної пари [3], $C_{P,V,H_2O}^{t_{\text{BX}}} = 1,596 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{град})$;

t_{BX} – температура входу парогазової суміші в трубчасту піч, $t_{\text{BX}} = 525 \text{ }^\circ\text{C}$.

Теплоємність будь-якої газової суміші розраховується за рівнянням:

$$C_{P,V}^t = \sum_{i=1}^n C_{P,V,i}^t \cdot m_i, \quad (5.13)$$

де $C_{P,V,i}^t$ – середня об'ємна теплоємність i -го компонента газової суміші за даної температури t , $\text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{град})$;

m_i – об'ємна доля (мольна) доля i -го компонента в газовій (парогазовій) суміші, д.о.

Для складу змішаного сухого газу на вході в трубчасту піч [3]: $C_{P,V}^{525} = 2,1717 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{град})$. Відповідно до рівняння (5.12) маємо, кДж :

$$Q_1 = 110 \cdot 2,1717 \cdot 525 + 370 \cdot 1,5960 \cdot 525 = 435439.$$

$$Q_2 = Q_2' + Q_2'' + Q_2'''. \quad (5.14)$$

де Q_2' – тепло, яке виділяється під час згорання $x \text{ м}^3$ ТПГ, кДж ;

Q_2'' – фізичне тепло $x \text{ м}^3$ ТПГ, яке вноситься в між трубний простір трубчастої печі, кДж ;

Q_2''' – фізичне тепло повітря, яке подається на згорання $x \text{ м}^3$ ТПГ, кДж .

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						50
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Для спрощення розрахунків тепературу ТПГ та повітря, які подаються в пальники трубчастої печі, приймаємо 0 °С. Тому $Q_2 = Q_2''$:

$$Q_2 = Q_2' = \left(\sum_{i=1}^n Q_{н,i} \cdot m_i \right) \cdot x, \quad (5.15)$$

де $Q_{н,i}$ – нижча теплотворна здатність і-го компонента природного газу, кДж/м³;

m_i – об'ємна (мольна) доля і-го компонента природного газу, д.о.

Для визначення нижчої теплотворної здатності природного газу приймаємо наступні значення нижчої теплотворності вуглеводнів, кДж/м³ [2]:

$$CH_4 = 35840; C_2H_6 = 63760; C_3H_8 = 91020; C_4H_{10} = 118650; C_5H_{12} = 146080.$$

Використовуючи дані табл. 5.1 та додавши C_6H_{14} до C_5H_{12} , розрахуємо нижчу теплотворність природного газу:

$$0,937 \cdot 35840 + 0,032 \cdot 63760 + 0,0114 \cdot 91020 + 0,0032 \cdot 118650 + 0,0011 \cdot 146080 = 37200 \text{ кДж/м}^3.$$

Усього поступає тепла, х:

$$Q_{\text{ПР}} = Q_1 + Q_2 = 435439 + 37200 \cdot x, \text{ кДж.} \quad (5.16)$$

Витрати тепла.

Тепловий ефект реакцій згідно з законом Гесса визначається із різниці:

$$Q_3 = \sum Q_{\text{к}} - \sum Q_{\text{п}},$$

де $\sum Q_{\text{к}}$, $\sum Q_{\text{п}}$ – алгебраїчна сума теплоти утворення сполук відповідно в кінцевій і початковій парогазових сумішах, кДж.

Приймаємо такі значення теплоти утворення сполук за 0 °С, кДж/м³ [2]:

CO₂ = 17547; CO = 4932; H₂O = 10789; CH₄ = 3295; C₂H₆ = 3697; C₃H₈ = 4517; C₄H₁₀ = 5489; C₅H₁₂ = 6364.

Тоді втрати теплоти з урахуванням даних таблиць 5.1, 5.2 становлять:

$$Q_3 = (36,026 \cdot 17547 + 36,76 \cdot 4932 + 32,764 \cdot 3295 + 261,35 \cdot 10789) - (0,08 \cdot 17547 + 93,8 \cdot 3295 + 3,2 \cdot 3697 + 1,14 \cdot 4517 + 0,32 \cdot 5489 + 0,11 \cdot 6364 + 370 \cdot 10789) = -580730 \text{ кДж.}$$

Аналогічно рівнянням (5.12), (5.13):

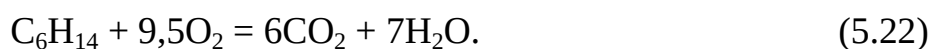
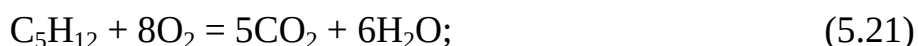
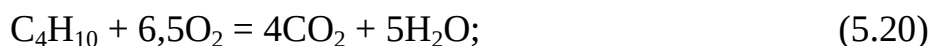
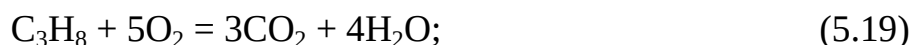
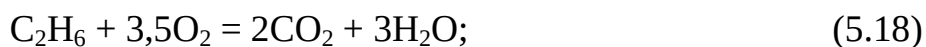
$$Q_4 = 625,41 \cdot 1,5814 \cdot 825 = 815944 \text{ кДж,}$$

де 625,41 – об'єм вологого газу на виході із трубчастої печі (табл. 5.2), м³;

1,5814 – середня об'ємна теплоємність вологого газу на виході із печі за 825 °С, кДж/(м³·град) [3].

Для розрахунку визначимо кількість і склад димових газів в процесі згорання 1 м³ природного газу до CO₂ і H₂O.

Реакції повного горіння (окиснення) компонентів природного газу описуються такими сумарними рівняннями:



Теоретичні витрати O_2 на згорання вуглеводнів 1 м^3 природного газу з урахуванням стехіометричних коефіцієнтів реакцій (5.17) – (5.22) складуть, $\text{м}^3/\text{м}^3$ ТПГ:

$$0,937 \cdot 2 + 0,032 \cdot 3,5 + 0,0114 \cdot 5 + 0,0032 \cdot 6,5 + 0,0009 \cdot 8 + 0,0002 \cdot 9,5 = 2,073.$$

Витрати повітря на згорання за коефіцієнту надміру повітря α , що дорівнює 1,25, становлять:

$$\frac{2,073 \cdot 1,25}{0,21} = 12,34 \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ ТПГ},$$

у тому числі:

$$N_2 = 12,34 \cdot 0,78 = 9,625 \text{ м}^3/\text{м}^3; O_2 = 12,34 \cdot 0,21 = 2,592 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

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

Розрахунок кількості і складу димових газів, які утворилися в процесі згорання 1 м^3 природного газу (з урахуванням складу останнього, (див табл. 5.1) за $\alpha = 1,25$, наведений у таблиці 5.3.

Таблиця 5.3 – Розрахунок об'єму і складу димових газів в процесі згорання 1 м^3 природного газу (1 м^3 ТПГ)

Компонент	Кількість, м^3		%об.
	Розрахунок	Всього	
1	2	3	4
CO_2	$(0,937 \cdot 2 + 0,032 \cdot 2 + 0,0114 \cdot 3 + 0,0032 \cdot 4 + 0,0009 \cdot 5 + 0,0002 \cdot 6) + 0,0008$	1,055	7,9
O_2	$2,592 - 2,073$	0,519	3,88
N_2	$9,625 + 0,0145$	9,64	72,07
Ar	0,123	0,123	0,91

Продовження таблиці 5.3

1	2	3	4
H ₂ O	$0,937 \cdot 2 + 0,032 \cdot 3 + 0,0114 \cdot 4 + 0,0032 \cdot 5 +$ $0,0009 \cdot 6 + 0,0002 \cdot 7$	2,038	15,24
Всього		13,374	100

В процесі згорання x м³ природного газу утворюється $13,37 \cdot x$ м³ димових газів. Середня в інтервалі $0 \div 1040$ °С об'ємна теплоємність димових газів складу, наведеного в табл. 5.3, дорівнює $1,5180$ кДж/(м³·град). Звідси:

$$Q_5 = 13,374 \cdot x \cdot 1,5180 \cdot 1040 = 21114 \cdot x \text{ кДж.}$$

Втрати тепла в навколишнє середовище Q_6 за практичними даними приймаємо рівними 83740 кДж на 100 м³ РПГ.

Загальні витрати тепла, кДж:

$$Q_{\text{витр}} = Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 = 580730 + 815944 + 21114 \cdot x + 83740 =$$

$$= 1480414 + 21114 \cdot x. \quad (5.23)$$

Із рівняння теплового балансу печі (5.12) з урахуванням рівнянь (5.13) і (5.14) маємо:

$$435439 + 37200 \cdot x = 1480414 + 21114 \cdot x,$$

$$\text{звідки } x = 65 \text{ м}^3.$$

Із зведеного теплового балансу трубчастої печі (таблиця 5.4) видно, що теплота згорання природного газу складає близько 85% від загального приходу тепла. Значна кількість тепла виноситься з димовими газами (близько 48% від загальних витрат), але воно використовується в теплообмінних апаратах, які розташовані за межами радіантної секції трубчастої печі. У них димові гази охолоджуються від 1040 °С до 160 °С.

Таблиця 5.4 – Зведений тепловий баланс трубчастої печі

Прихід те- пла	Кількість		Витрати тепла	Кількість	
	кДж	%		кДж	%
З суміші природного газу і водяної па- ри за 525 °C	435439	15,3	Теплота реакцій за 0 °C	580730	20,4
			З парогазовою сумішшю на виході із печі за 825 °C	815944	28,6
Теплота згорання природного газу	2418000	84,7	З димовими газами на виході із печі за 1040 °C	1372410	48,1
			Втрати тепла у навколишнє сере- довище	83740	2,9
Всього	2853439	100	Всього	2852824	100

5.3 Розрахунок витратних коефіцієнтів

Теоретичні витрати H_2 на 1 т NH_3 складають $1976,5 \text{ м}^3$ [8]. Враховуючи, що в подальших стадіях підготовки азотоводневої суміші і в процесі синтезу аміаку за прийнятою технологічною схемою виробництва втрачається біля 13% H_2 , його витрати на 1 т NH_3 становлять:

$$1976,5 \cdot 1,13 = 2233,4 \approx 2240 \text{ м}^3.$$

Із 100 м^3 природного газу, який поступає на технологічний процес, після конверсії CO другого ступеня утворюється $354,278 \text{ м}^3 H_2$ [8]. Звідки витра-

ти природного газу на технологічний процес для отримання 1 т NH₃ складуть:

$$\frac{2240 \cdot 100}{354,278} = 632,3 \text{ м}^3.$$

На обігрівання трубчатої печі в розрахунку на 1 т NH₃ необхідно спалювати природного газу:

$$\frac{65,0 \cdot 632,3}{100} = 411,0 \text{ м}^3.$$

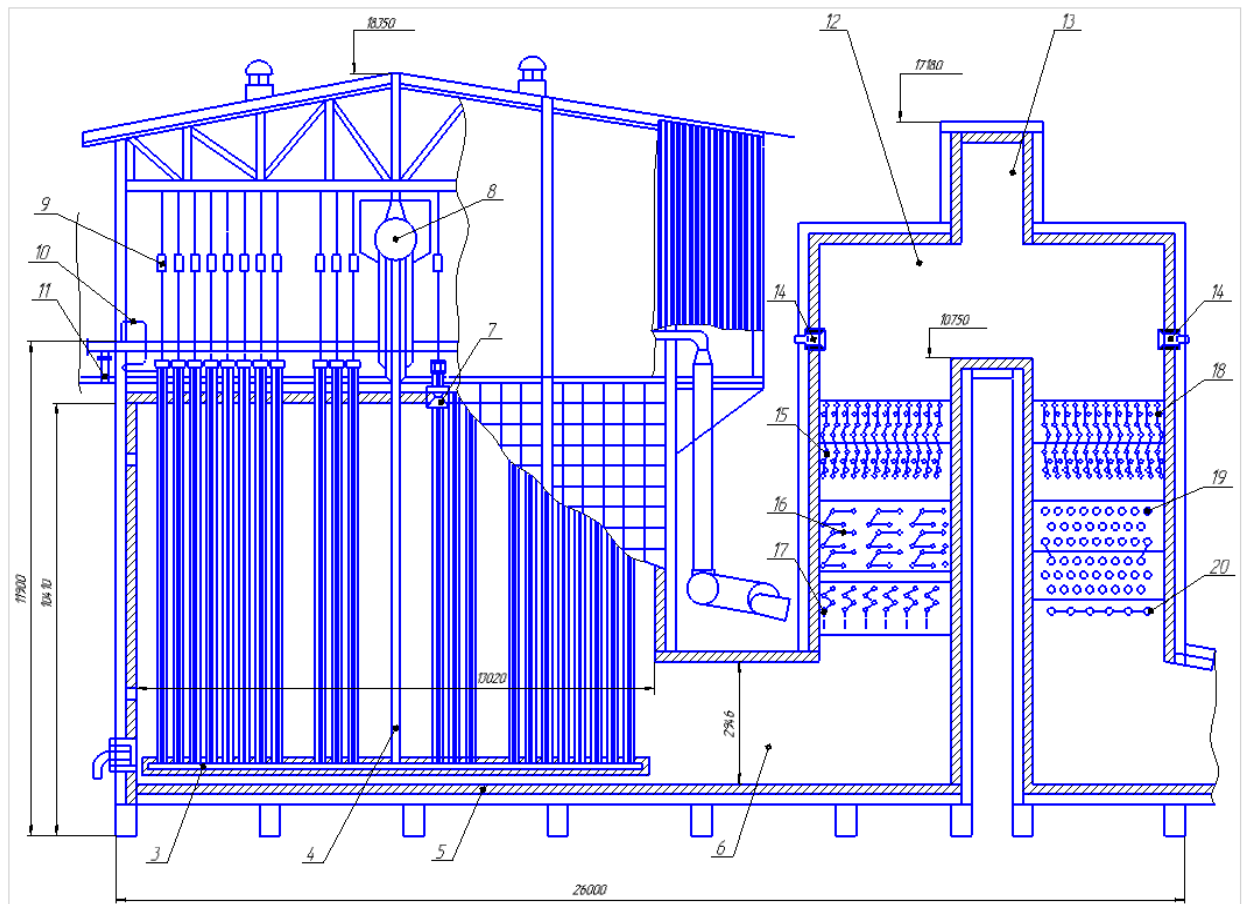
Сумарні витрати природного газу на 1 т NH₃:

$$632,3 + 411,0 = 1043,3 \text{ м}^3.$$

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						56
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

6 ХАРАКТЕРИСТИКА ТЕХНОЛОГІЧНОГО ОБЛАДНАННЯ

6.1 Розрахунок та вибір основного технологічного реактора



1 – топочна камера; 2 – реакційні труби; 3 – нижній колектор; 4 - секційна газовідвідна труба; 5 – футеровка; 6 – газохід; 7 – звідні інжекційні палиники; 8 – газозбірний колектор; 9 – система пружинної підвіски; 10 - газопідвідна труба; 11 – газохідний колектор; 12 – конвекційна камера; 13 - газохід допоміжного котла; 14 – додаткові палиники; 15 – друга ступінь пароперегрівача; 16 – підігрівач пароповітряної суміші; 17 – підігрівач парогозової суміші; 18 – перша ступінь пароперегрівача; 19 – економайзер; 20 – підігрівач паливного газу

Рисунок 6.1 – Трубчаста піч.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ		Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата			57

Принцип дії трубчастої печі

У топочній камері встановлені 12 паралельних секцій, кожна з котрих має 42 реакційні труби, цетробіжно вилиті із сталі 0X20H25C2. Діаметр труби 114·21,5 мм, висота 11 м, довжина опроміненої частини 9,6 м. Труби вварені в нижній секційний колектор з кроком 230 мм. Колектор, діаметр якого 142·19 мм, зовні теплоізолюваний. Реакційні труби підвішені до несучих балок на пружинах. В центрі секції розташована підйомна труба, яка з'єднує секційний колектор із збірним газоходом.

Трубний екран кожної секції по умовам монтажу складається з 3 частин, крок між крайніми трубами яких більше, ніж 230 мм. Цим обумовлена нерівномірність освітлення труб екрану, що призводить к перегріву частини екранних труб. Секції труб вільно висять в топочному просторі камері. Кільцеві зазори між реакційними трубами і сводом топочної камери ущільнюють жаростійкими сальниковими приладами.

Парогазова суміш із колектора рівномірно розподіляється по газовідвідним трубам між реакційними трубами. В реакційних трубах на нікелевому каталізаторі протікає парова конверсія вуглеводнів. Температура реакційної суміші на виході з труб 800÷825 °С. Конвертований газ збирається в секційних колекторах та піднімається по газовідвідних трубах в загальний колектор, футерований теплоізоляційним бетоном і встановлений у водяну рубашку. Температура реакційної суміші на виході з підйомних труб 840÷860 °С. Далі конвертований газ по газозбірному колектору направляють до шахтного реактора.

Топочна камера футерована двома шарами високоякісного легковісного шамоту загальною товщиною 150 мм; температура наружної металічної стінки печі не повинна перевищувати 60 °С. Вогнетривкі блоки своду топочної камери підвішені на металічних шарнірних крюках. Камера забезпечена оглядовими вікнами та люками-лазами і облицьована зварним кожухом із сталі Ст.3 товщиною 5 мм.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						58
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Обігрів реакційних труб здійснюється факельними інжекційними факелами. Факели розташовані в своді топочної камери між секціями реакційних труб. У кожному ряді встановлено 21 факел. Димові гази відводять через газоходи, розташовані між секціями реакційних труб в нижній частині печі, і при температурі 900÷1100 °С направляють в конвективну камеру. Для забезпечення рівновірності обігріву реакційних труб секції вікна в газоходах виконані з перемінною перфорацією по довжині печі. В торцевій стінці кожного газоходу є додаткові факели.

Кількість тепла, яке передається через стінки реакційних труб, на основі теплового балансу трубчастої печі (табл. 5.4) складає:

$$(815944 + 580730 - 435439) \cdot \frac{39500}{100} = 379,7 \cdot 10^6 \text{ кДж/год.}$$

Приймаємо температуру стінок реакційних труб 950 °С, а теплову напругу в розрахунку на внутрішню поверхню труб $314 \cdot 10^3 \text{ кДж/(м}^2 \cdot \text{год)}$. Тоді внутрішня поверхня нагріву реакційних труб складе:

$$\frac{379,7 \cdot 10^6}{314 \cdot 10^3} = 1210 \text{ м}^2. \quad (6.1)$$

Приймаємо реакційні труби внутрішнім діаметром 71 мм, зовнішнім – 114 мм (товщина стінки труб 21,5 мм) і довжиною опроміню вальної частини 9,6 м.

Необхідна кількість реакційних труб:

$$\frac{1210}{3,14 \cdot 0,071 \cdot 9,6} = \frac{1210}{2,1625} = 504 \text{ шт.} \quad (6.2)$$

Матеріал труб – жароміцна сталь типу 0Х20Н25С2 [1]. Приймаємо трубчасту піч, яка складається з дванадцяти реакційних камер по 42 труби у кожній камері.

Загальний об'єм нікелевого каталізатора в трубах:

$$0,785 \cdot 0,071^2 \cdot 9,6 \cdot 504 = 20 \text{ м}^3.$$

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						59
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Об'ємна швидкість у розрахунку на природний газ:

$$\frac{39500}{20} = 1975 \text{ год}^{-1},$$

це – в межах робочих об'ємних швидкостей для конверсії в трубчастих печах на нікелевих каталізаторах.

6.2 Розрахунок і вибір допоміжного технологічного обладнання

Проектом передбачена продуктивність 1360 т NH_3 на добу. З урахуванням даних зведеного балансу витрати природного газу на 1 т аміаку у технологічному процесі складають 632,3 м^3 [8].

Тоді витрата природного газу за добу становитиме:

$$632,3 \cdot 1360 = 859928 \text{ м}^3/\text{добу}.$$

За годину:

$$\frac{859928}{24} = 35830 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Розрахунок апаратів сіркоочищення:

На першому ступені сіркоочищення за 370÷400 °C на алюмонікельмолібденовому каталізаторі проводять гідрування органічних сполук сірки до H_2S . Для цього до РПГ дозують азотоводневу суміш в кількості 10% від об'єму РПГ. Тоді витрати змішаного газу на вході в апарат гідрування складуть:

$$1,1 \cdot 35830 = 39413 \text{ м}^3/\text{год}.$$

За об'ємної швидкості процесу гідрування 1600 год^{-1} об'єм каталізатора $V_{\text{кат}}$ дорівнює:

$$V_{\text{кат}} = \frac{V}{W} = \frac{39413}{1600} = 24,63 \text{ м}^3.$$

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						60
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Об'єм каталізатора, який завантажується у промисловий апарат, прийmemo збільшеним на 10%. Тоді практичний об'єм каталізатора:

$$V_{\text{кат}}^{\text{пр}} = 1,1 \cdot V_{\text{кат}} = 1,1 \cdot 24,63 = 27 \text{ м}^3.$$

Співвідношення розмірів висоти шару каталізатора $H_{\text{к}}$ до внутрішнього діаметра апарата $D_{\text{в}}$ прийmemo 3 : 1. Тоді з формули:

$$V_{\text{кат}} = \left(\pi \cdot \frac{D_{\text{в}}^2}{4} \right) \cdot H_{\text{кат}}. \quad (6.3)$$

орієнтовний внутрішній діаметр апарата визначиться:

$$D_{\text{в}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{\text{кат}}^{\text{п}}}{3 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 27}{3 \cdot 3,14}} = 2,24. \quad (6.4)$$

Визначений за рівнянням (6.2) $D_{\text{в}}$ треба заокруглити до ближнього більшого стандартного внутрішнього діаметра циліндричного зварного апарата [11]. В процесі вибору розміру $D_{\text{в}}$ враховують також ряд інших обставин: гідравлічний опір шару каталізатора, міцність останнього та інше. За практичними даними приймаємо $D_{\text{в}} = 3,2$ м двополичного апарата. Тоді загальна висота шару каталізатора становить:

$$H_{\text{кат}} = \frac{4 \cdot V_{\text{кат}}^{\text{п}}}{3 \cdot D_{\text{в}}^2} = \frac{27}{0,785 \cdot 3,2^2} = 3,4 \text{ м}. \quad (6.5)$$

Очищення змішаного газу від сірководню проводиться поглиначами на основі ZnO (ГИАП-10; ГИАП-10-2). Як правило, встановлюють два апарати, які можуть працювати послідовно або паралельно. За послідовного режиму роботи об'ємну швидкість приймаємо на рівні 550 год⁻¹. Тоді, аналогічно попереднім розрахункам, сумарний об'єм поглиначи визначається:

$$\sum V_{\text{кат}}^{\text{п}} = 1,1 \cdot \frac{35830}{550} = 72 \text{ м}^3.$$

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						61
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

За практичними даними приймаємо двополичні апарати з $D_B = 3,2$ м.
Висота шару поглинача в кожному апараті:

$$H_{\text{кат}} = \frac{72}{2 \cdot 0,785 \cdot 3,2^2} = 4,46 \text{ м.}$$

Розрахунок компресора:

У технологічній схемі проекту передбачений компресор, який забезпечує стиснення газу від 0,6 МПа до 4,4 МПа.

Визначимо температуру газу на виході з компресора за формулою:

$$T_2^B = T_1 \cdot \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K} \cdot \frac{1}{\eta}}, \quad (6.6)$$

де T_1 – температура газу на вході $273 + 60 = 333$, К;

P_1 – тиск на вході;

P_2 – тиск газу після стиснення;

K – показник адіабати;

η – адіабатичний коефіцієнт корисної дії.

$$T_2^B = 333 \cdot \left(\frac{4,4 \cdot 10^6}{0,6 \cdot 10^6} \right)^{\frac{1,31-1}{1,31} \cdot \frac{1}{0,8}} = 523 \text{ К,}$$

Робота, яку споживає компресор визначається за рівнянням:

$$L_B = 8,31 \cdot V_0 \cdot T_1 \cdot \frac{K}{K-1} \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} \right], \quad (6.7)$$

де V_0 – кількість стисненого газу, кмоль/год.

$$L_B = 8,31 \cdot 1760 \cdot 333 \cdot \frac{1,31}{1,31-1} \cdot \left[\left(\frac{4,4 \cdot 10^6}{0,6 \cdot 10^6} \right)^{\frac{1,31-1}{1,31}} \right] = 7495242 \text{ кДж.}$$

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						62
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

За внутрішнього ККД = 0,8 і механічного ККД = 0,98 потужність, яку споживає компресор, становить:

$$N^B = \frac{L^B}{3600 \cdot 0,8 \cdot 0,98} = \frac{7495242}{2822,4} = 2655 \text{ кВт.}$$

Розрахунок підігрівача:

Теплоємкість димових газів при температурі 1040 °С:

$$C_{\text{дим.газ.}} = \frac{w_{CO_2} \cdot C_{CO_2} + w_{O_2} \cdot C_{O_2} + w_{N_2} \cdot C_{N_2} + w_{Ar} \cdot C_{Ar} + w_{H_2O} \cdot C_{H_2O}}{w_{CO_2} \cdot Mr_{CO_2} + w_{O_2} \cdot Mr_{O_2} + w_{N_2} \cdot Mr_{N_2} + w_{Ar} \cdot Mr_{Ar} + w_{H_2O} \cdot Mr_{H_2O}} \quad (6.8)$$

де $w_{CO_2}, w_{O_2}, w_{N_2}, w_{Ar}, w_{H_2O}$ – склад димових газів;

$C_{CO_2}, C_{O_2}, C_{N_2}, C_{Ar}, C_{H_2O}$ – молярна теплоємність, кДж/моль·°С.

$$C_{\text{дим.газ.}} = \frac{0,1234 \cdot 47,65 + 0,0443 \cdot 32,89 + 0,7214 \cdot 31,15 + 0,0126 \cdot 35,51 + 0,0983 \cdot 37,56}{0,1234 \cdot 44 + 0,0443 \cdot 32 + 0,7214 \cdot 28 + 0,0126 \cdot 40 + 0,0983 \cdot 18} = 1,16 \text{ кДж / кг} \cdot ^\circ\text{C}$$

Режим руху димових газів і пароповітряної суміші турбулентний, тоді $Re = 100000$.

Коефіцієнти теплопровідності і динамічний коефіцієнт в'язкості для димових газів при температурі 1040 °С [12]: $\mu_1 = 0,047 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$, $\lambda_1 = 0,1 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}$, для парогазової суміші при температурі 525 °С: $\mu_{\text{ПГС}} = 0,045 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$, $\lambda_{\text{ПГС}} = 0,091 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}$.

Змійовик виготовлений із сталевих труб діаметром 139,78 мм і має коефіцієнт теплопровідності $\lambda_{cm} = 46,5 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}$. [12]

Критерій Прандля для димових газів при температурі 1040 °С і парогазової суміші при 525 °С:

$$Pr_1 = \frac{1160 \cdot 0,047 \cdot 10^{-3}}{0,1} = 0,55; \quad (6.9)$$

$$Pr_{\text{ПГС}} = \frac{1160 \cdot 0,045 \cdot 10^{-3}}{0,091} = 0,57. \quad (6.10)$$

Критерій Нусельда для димових газів при 1040 °С і для парогазової суміші при 525 °С:

$$Nu_1 = 0,023 \cdot (100000)^{0,8} \cdot (0,55)^{0,4} = 181 ; \quad (6.11)$$

$$Nu_{пгс} = 0,023 \cdot (100000)^{0,8} \cdot (0,57)^{0,4} = 183,69. \quad (6.12)$$

Теплопровідність для димових газів при 1040 °С і для парогазової суміші при 525 °С:

$$\alpha_1 = \frac{181 \cdot 0,1}{0,1397} = 129,56 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}; \quad (6.13)$$

$$\alpha_{пгс} = \frac{183,69 \cdot 0,091}{0,1207} = 138,49 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}. \quad (6.14)$$

Термічний опір стінки підігрівача димових газів і парогазової суміші:

$$\sum r_3 = \frac{1}{2800} + \frac{0,008}{46,5} + \frac{1}{5800} = 7,02 \cdot 10^{-4} \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}. \quad (6.15)$$

Коефіцієнт теплопередачі:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{129,56} + 7,02 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{138,49}} = 63,9 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}. \quad (6.16)$$

Середня різниця температур:

$$\begin{array}{ccc} 1040^{\circ}\text{C} & \longrightarrow & 860^{\circ}\text{C} \\ 240^{\circ}\text{C} & \longrightarrow & 525^{\circ}\text{C} \end{array}$$

$$\Delta t_{\bar{\theta}} = 800^{\circ}\text{C} \quad \Delta t_{\text{м}} = 335^{\circ}\text{C}$$

Тоді:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\bar{\theta}} - \Delta t_{\text{м}}}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta t_{\bar{\theta}}}{\Delta t_{\text{м}}}}, \quad (6.17)$$

де $\Delta t_{\bar{\theta}}$, $\Delta t_{\text{м}}$ – різниця більшої і меншої температури, °С.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		64

$$\Delta t_{cp} = \frac{800 - 335}{2,3 \cdot \lg \frac{800}{335}} = 534,78^{\circ}\text{C} = 534,78\text{ K}.$$

Теплове навантаження димових газів та парогазової суміші:

$$Q = G_{\text{дим.газ.}} \cdot C_{\text{дим.газ.}} \cdot \Delta t, \quad (6.20)$$

де $G_{\text{дим.газ.}}$ – масові витрати димових газів, кг/год;

$C_{\text{дим.газ.}}$ – теплоємність димових газів, кДж/кг·°C;

Δt – різниця температур початкової і кінцевої, °C.

$$Q = \frac{407747,64 \cdot 1160 \cdot (1040 - 860)}{3600} = 23649363,12 \text{ Вт}.$$

Розрахунок поверхні теплообміну:

$$F = \frac{23649363,12}{63,9 \cdot 534,78} = 692 \text{ м}^2. \quad (6.21)$$

Згідно розрахунків обрано трубчасту піч, як основний технологічний реактор проекту. Реакційні труби мають діаметр 114 мм (товщина стінки 21,5 мм), висоту опромінювальної частини 9,6 м. Матеріал труб – жароміцна сталь типу 0X20H25C2 [1]. Труби розташовані в дванадцяти секціях трубчастої печі, по 42 штуки в кожній з кроком в 230 мм, та підвішені на пружинній підвісці.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		65

7 АВТОМАТИЧНЕ РЕГУЛЮВАННЯ ТА КОНТРОЛЬ ВИРОБНИЦТВА

Сучасні високопродуктивні агрегати синтезу аміаку являються складним енерготехнологічним комплексом та представляють собою ланцюг послідовно з'єднаних апаратів, в яких відбувається постадійна переробка природного газу та повітря в аміак.

Централізований оперативний контроль і оптимальне управління процесами, що проводяться в агрегатах, забезпечує автоматизована система контролю та управління, яка виконує такі основні функції:

- централізований контроль параметрів процесу на цифрових, самописних та аналогових приладах;
- попереджувальну і аварійну сигналізацію про відхилення параметрів технологічного процесу від допустимих значень;

7.1 Аналіз технологічного процесу як об'єкта автоматизації

На підставі аналізу особливостей технологічного процесу та норм технологічного режиму необхідно забезпечити такий рівень автоматизації виробництва:

- контроль температури природного газу ($70\text{ }^{\circ}\text{C}$);
- контроль вмісту сірки перед подачею газу у трубчасту піч ($0,5\text{ мг/м}^3$);
- контроль і регулювання витрати природного газу в трубопроводі ($24000\text{ м}^3/\text{год}$);
- контроль і регулювання витрати суміші природного газу та АВС у трубопроводі ($40000\text{ м}^3/\text{год}$);
- контроль і регулювання витрати пари (145000 м^3);
- контроль і регулювання витрати парогазової суміші ($185000\text{ м}^3/\text{год}$);

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						66
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

- контроль і регулювання витрати газу на виході з трубчатої печі у трубопроводі (140000 м³/год);
- контроль і регулювання температури суміші ПГ та АВС (370 °С);
- контроль і регулювання температури парогазової суміші (440 °С);
- контроль і регулювання температури газу на виході з трубчатої печі (900 °С);
- контроль і регулювання співвідношення витрати повітря : газ для підтримання горіння природного газу у пальниках трубчатої печі.

Необхідний рівень автоматизації виробництва наведено у таблиці 7.1

Таблиця 7.1 – Параметри контролю та керування виробництвом

№ пор.	Назва стадії процесу (технологічний об'єкт), місце заміру параметра	Назва контрольованого чи регульованого параметра	Норми технологічного режиму та допустимі відхилення	Вимоги до рівня автоматизації (контроль, регулювання, сигналізація)
1	Трубопровід природного газу	Витрата	24000 м ³ /год	контроль, регулювання
2	Трубопровід природного газу	Температура	70 °С	контроль
3	Трубопровід суміші природного газу та АВС	Витрата	40000 м ³ /год	контроль, регулювання
4	Трубопровід суміші природного газу та АВС	Концентрація	0,5 мг/м ³	контроль
5	Трубопровід суміші природного газу та АВС	Температура	370 °С	контроль, регулювання
6	Трубопровід водяної пари	Витрата	145000 м ³ /год	контроль, регулювання
7	Трубопровід парогазової суміші	Температура	440 °С	контроль, регулювання
8	Трубопровід парогазової суміші	Витрата	185000 м ³ /год	контроль, регулювання
9	Трубопровід газу з трубчатої печі	Температура	900 °С	контроль, регулювання
10	Трубопровід газу з трубчатої печі	Витрата	140000 м ³ /год	контроль, регулювання

11	Трубопровід повітря	Витрата	28800 м ³ /год	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. Схема автоматизації включає низку контурів автоматичного контролю та регулювання режимних параметрів технологічного процесу.

Контроль температури суміші природного газу у трубопроводі 28 забезпечує контур 1, який включає первинний вимірювальний перетворювач температури (1-1), вторинний показувальний і реєструвальний прилад (1-2).

Для контролю та регулювання витрати природного газу та АВС перед подачею у компресор у трубопроводі 29 розроблено контур 2, що складається з первинного перетворювача витрати (2-1), проміжного перетворювача (2-2), вторинного показувального та реєструвального приладу (2-3), регулювального блока (2-4), пневматичного виконавчого механізму (2-5).

Для контролю та регулювання витрати суміші природного газу та АВС у трубопроводі 29 перед подачею на підігрівач розроблено контур 3, що складається з первинного перетворювача витрати (3-1), проміжного перетворювача (3-2), вторинного показувального та реєструвального приладу (3-3), регулювального блока (3-4), пневматичного виконавчого механізму (3-5).

Контроль та регулювання температури суміші природного газу та АВС у трубопроводі 29 після підігрівача забезпечує контур 4, який включає первинний вимірювальний перетворювач температури (4-1), вторинний показувальний і реєструвальний прилад (4-2) регулювальний блок (4-3), пневматичний виконавчий механізм (4-4).

Для контролю та регулювання витрати суміші природного газу та АВС у трубопроводі 29 перед подачею на реактор гідрування сіркоорганічних

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		68

сполук розроблено контур 5, що складається з первинного перетворювача витрати (5-1), проміжного перетворювача (5-2), вторинного показувального та реєструвального приладу (5-3), регулювального блока (5-4), пневматичного виконавчого механізму (5-5).

Для контролю та регулювання витрати суміші природного газу та АВС у трубопроводі 29 перед подачею на перший сіркоочисний апарат сполук розроблено контур 6, що складається з первинного перетворювача витрати (6-1), проміжного перетворювача (6-2), вторинного показувального та реєструвального приладу (6-3), регулювального блока (6-4), пневматичного виконавчого механізму (6-5).

Для контролю регулювання витрати суміші природного газу та АВС у трубопроводі 29 перед подачею на другий сіркоочисний апарат сполук розроблено контур 7, що складається з первинного перетворювача витрати (7-1), проміжного перетворювача (7-2), вторинного показувального та реєструвального приладу (7-3), регулювального блока (7-4), пневматичного виконавчого механізму (7-5).

Контур 8 застосовують для контролю концентрації сірки після сіркоочищення. Включає в себе первинний перетворювач концентрації (8-1), проміжний перетворювач (8-2), вторинний показувальний та реєструвальний прилад (8-3).

Для контролю та регулювання витрати пари у трубопроводі 2 перед змішуванням з газом розроблено контур 9, що складається з первинного перетворювача витрати (9-1), проміжного перетворювача (9-2), вторинного показувального та реєструвального приладу (9-3), регулювального блока (9-4), пневматичного виконавчого механізму (9-5).

Контроль та регулювання температури парогазової суміші у трубопроводі 30 перед подачею у трубчасту піч забезпечує контур 10, який включає первинний вимірювальний перетворювач температури (10-1), вто-

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						69
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ринний показувальний і реєструвальний прилад (10-2) регулювальний блок (10-3), пневматичний виконавчий механізм (10-4).

Для контролю та регулювання витрати парогазової суміші у трубопроводі 30 перед подачею у трубчасту піч розроблено контур 11, що складається з первинного перетворювача витрати (11-1), проміжного перетворювача (11-2), вторинного показувального та реєструвального приладу (11-3), регулювального блока (11-4), пневматичного виконавчого механізму (11-5).

Контроль та регулювання температури газу на виході з трубчастої печі у трубопроводі 31 забезпечує контур 12, який включає первинний вимірювальний перетворювач температури (12-1), вторинний показувальний і реєструвальний прилад (12-2) регулювальний блок (12-3), пневматичний виконавчий механізм (12-4).

Для контролю та регулювання витрати газу на виході з трубчастої печі у трубопроводі 31 розроблено контур 13, що складається з первинного перетворювача витрати (13-1), проміжного перетворювача (13-2), вторинного показувального та реєструвального приладу (13-3), регулювального блока (13-4), пневматичного виконавчого механізму (13-5).

Контроль та регулювання співвідношення витрати газ : повітря для підтримання оптимального температурного режиму в трубчатій печі забезпечує контур 14, що складається з двох первинних перетворювачів витрати (14-1, 14-2), проміжних перетворювачів (14-3, 14-4), регулятора співвідношення (14-5), пневматичного виконавчого механізму (14-6).

Дана схема автоматизації дозволить здійснювати централізований оперативний контроль і оптимальне управління процесами, що проводяться в агрегатах та сприятиме збільшенню продуктивності виробництва, підвищення якості продукту, стабілізації, контролю та реєстрації технологічних параметрів, мінімізації можливих помилок технологічного персоналу, а також забезпечить: централізований контроль параметрів про-

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						70
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

цесу на цифрових, самописних та аналогових приладах, попереджувальну і аварійну сигналізацію про відхилення параметрів технологічного процесу від допустимих значень, дистанційне управління регулюючою і запірною арматурою.

8 ЕКОНОМІКО-ОРГАНІЗАЦІЙНІ РОЗРАХУНКИ

Метод парової безкисневої конверсії природного газу в трубчатих печах печах під тиском, передбачений проектом, дозволяє виключити установки розділення повітря для отримання кисню і замінити складні процеси очищення газової суміші від CO і залишків CO_2 процесом гідрування CO і CO_2 до метану [1]. При цьому собівартість 1 т аміаку знижується приблизно на 10%, а питомі капітальні вкладення зменшуються на 15 – 20% в порівнянні з установками конверсії метану без тиску [1].

8.1 Організаційна структура цеху

Проектом передбачені наступний перелік посад у цеху:

- Начальник цеху;
- Працівник цеху;
- Інженер;
- Слюсар;
- Прибиральниця.

Схема підпорядкування:

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		71



Рисунок 8.1 – Схема підпорядкування у відділенні.

8.2 Виробничі процеси у відділенні

Виробничий процес – складний комплекс первинних процесів: основних, допоміжних і обслуговуючих підрозділів підприємства, що забезпечують своєчасний випуск заданої продукції.

Виробничі процеси підприємства поділяються на:

а) Основні:

- закупівля сировини;
- підготовка обладнання до роботи;
- нагнітання природного газу у компресорі;
- підігрів природного газу;
- гідрування сіркоорганічних сполук;
- очищення природного газу від сполук сірки;
- нагрівання природного газу в конвекційній зоні трубчастої печі;
- парова конверсія природного газу у реакційних трубах.

б) Допоміжні процеси:

- ремонт обладнання;
- закупівля виробничого інвентарю;
- розробка нових технологій.

в) Підсобні процеси:

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		72

- комунальні послуги;
- забезпечення інвентарем;
- прибирання приміщень.

г) Побічні процеси:

- переробка та утилізація відходів.

8.3 Визначення оптимального виду руху праці

Схема технологічного процесу I ступені конверсії природного газу наведена на рисунку 8.2.

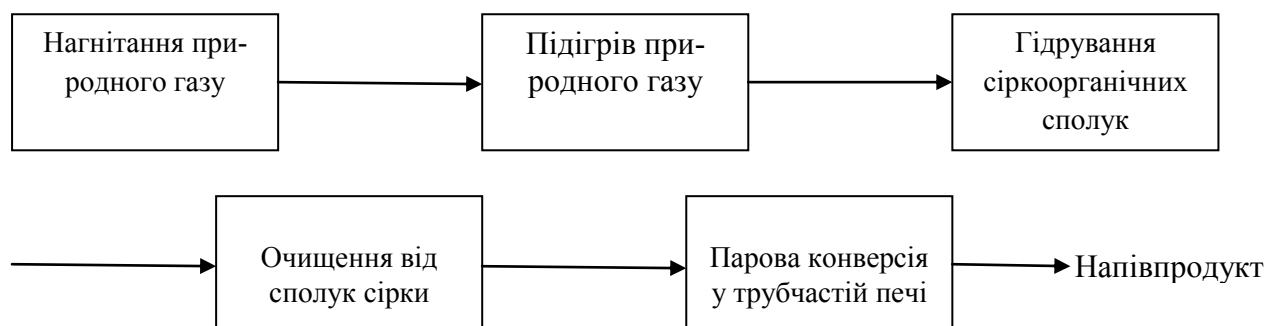


Рисунок 8.2 – Технологічна схема I ступені конверсії природного газу.

Тривалість основних операцій наведено в таблиці 8.1

Таблиця 8.1 - Тривалість операцій виробничого циклу

№, п/п	Операція	Час, год.
1.	Нагнітання природного газу	0,15
2.	Підігрів природного газу	0,15
3.	Гідрування сіркоорганічних сполук	0,15
4.	Очищення від сполук сірки	0,15

5.	Парова конверсія	0,15
----	------------------	------

Підприємство працює з потужністю синтезу аміаку 1360 т/добу. Згідно з матеріальним балансом проекту відділенням передбачено отримання 1605 м³ водню, як напівпродукту, який необхідний на наступних стадіях на кожну тону аміаку. Запланований випуск продукції на рік, враховуючи простої на ремонт – 766 162 800 м³ водню. Виходячи з матеріального балансу трубчастої печі, для отримання 1 т аміаку необхідно витратити 632,3 м³ природного газу та 63,23 м³ азотоводневої суміші, тобто для задоволення потреб наступних цехів виробництва аміаку за 1 добу проектом передбачено отримання 691,9019 т газу на виході з трубчастої печі.

Оптимальним ВРПП для даного виробництва буде паралельний ВРПП.

Обробка виробів на першій операції починається одразу після передачі напівфабрикату на наступну операцію. Схему даного ВРПП зображено на рисунку 8.3.

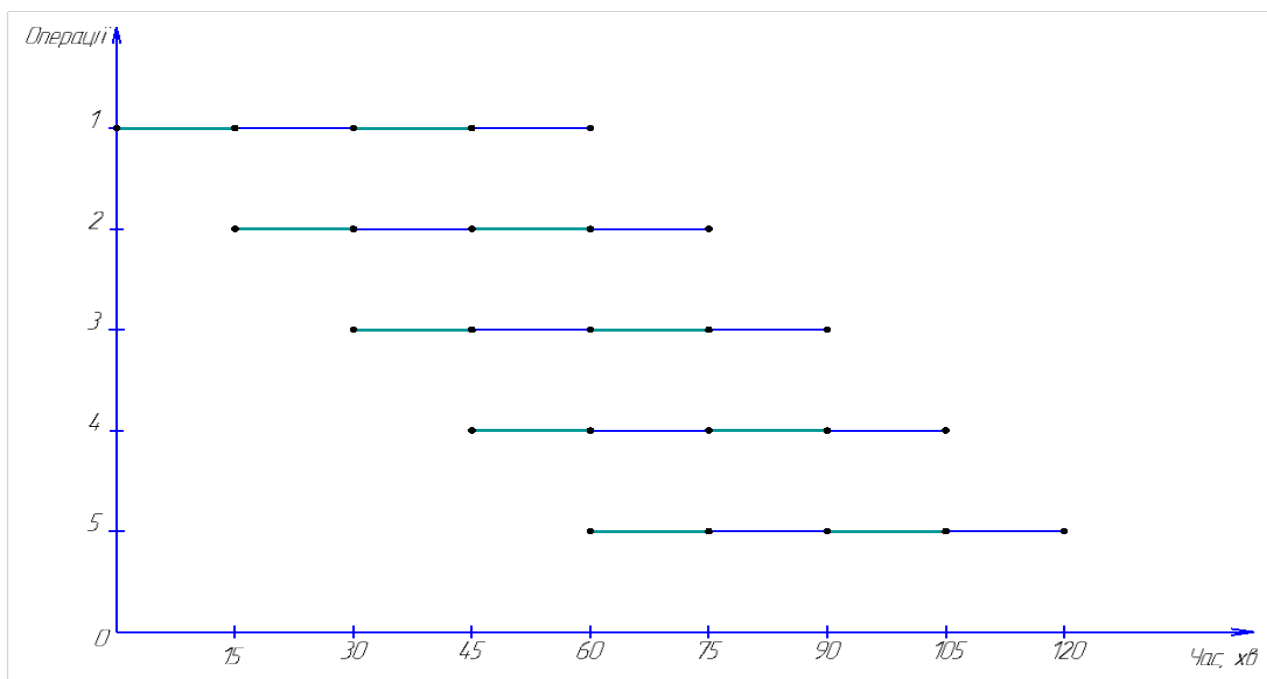


Рисунок 8.3 – Схема паралельного ВРПП

Для паралельного ВРПП тривалість виробничого циклу складатиме:

$$T_{\text{вц}} = \sum_{i=1}^n t_i + (B-1) \cdot t_{\text{max}}, \quad (8.1)$$

де t_{max} – тривалість найдовшої стадії, хв.

$$T_{\text{вц}} = 1,15 + \left(\frac{691,9019}{4,5} - 1 \right) \cdot 0,15 = 24 \text{ год} = 1 \text{ доба}.$$

де 691,9019 – необхідна кількість газу на виході з трубчастої печі, т;

4,5 – кількість газу, що проходить за 15 хв. у технологічній схемі, т.

8.4 Середньорічна тривалість виробничого циклу та випуск продукції

Середньорічна тривалість виробничого циклу розраховується за формулою:

$$T_{\text{вц}}^{\text{ср}} = \frac{24 \cdot D_{\text{к}}}{D_{\text{р}} \cdot T_{\text{р}}} \cdot T_{\text{вц}}^{\text{факт}}, \quad (8.2)$$

де $T_{\text{р}}$ – тривалість робочого часу підприємства протягом доби,

$T_{\text{вц}}^{\text{факт}}$ – фактична тривалість виробничого циклу за графіком,

$D_{\text{к}}$ – кількість календарних днів у році,

$D_{\text{р}}$ – кількість робочих днів на підприємстві з урахуванням святкових та вихідних днів.

Середньорічна тривалість виробничого циклу становить:

$$T_{\text{вц}}^{\text{факт}} = \frac{24 \cdot 365}{365 \cdot 24} \cdot 24 = 24 \text{ год}.$$

Режим роботи відділення – безперервно 365 днів на рік. Технологічна схема виробництва вимагає певного технічного нагляду, ремонту і перезавантаження каталізатору. Оптимальним буде обрати літній період, бо максимальний попит на продукцію в зимовий, осінній та весняний періоди. Графік запланованих ремонтних робіт відображений у таблиці 8.2.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						75
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 8.2 – Календарний графік ремонтних робіт

Рік	1			2			3			4			5		
Місяць	червень	липень	серпень	червень	липень	серпень	червень	липень	серпень	червень	липень	серпень	червень	липень	серпень
Вид ремонту		П			П			П			П			К	К

Примітка: П – поточний ремонт, К – капітальний.

Також необхідно врахувати непередбачувані обставини, проблеми з автоматизацією, теплообмінниками і насосом – усі можливі незаплановані втрати виробничого часу. Згідно технологічного регламенту діючого підприємства [посилання] такі втрати складають близько 10 днів/рік. Тому, дійсний виробничий час T_d протягом 5 років складатиме:

$$T_d = 365 \cdot 5 - T_p - T_v = 365 \cdot 5 - 4 \cdot 30 - 1 \cdot 60 - 10 \cdot 5 = 1595 \text{ діб}; \quad (8.3)$$

де T_p – час ремонтних робіт, діб; T_v – час втрат, діб.

Фактична кількість виробленої продукції цеху за 5 років Q :

$$Q = T_d \cdot Q_{\Pi} = 1595 \cdot 1360 = 2\,169\,200 \text{ т} \quad (8.4)$$

Виходячи з матеріального балансу розділу 5, на кожну тонну аміаку передбачено отримання 1605 м^3 водню. Звідси загальний отриманий об'єм водню за рік:

$$V_v = 1605 \cdot 1360 \cdot 24 \cdot T_d / 5 = 1605 \cdot 1360 \cdot 24 \cdot 319 = 766\,162\,800 \text{ м}^3.$$

Виходячи з технологічної схеми процесу парової конверсії метану (I ступінь) кількість необхідного обладнання наведено у таблиці 8.3.

Таблиця 8.3 – Обладнання цеху парової конверсії метану.

Назва апарату	Кількість одиниць
1	2
Компресор	1
Підігрівач	1
Реактор гідрування сіркоорганічних сполук	1

Продовження таблиці 8.3

1	2
Система сіркоочищення	1
Трубчаста піч	1
Разом	5

В цеху постійно знаходяться 5 працівників цеху, інженер, 4 слюсара та 2 прибиральниці. Підприємство має безперервний режим роботи. Бригади працюють позмінно в 3 зміни: 8:00-16:00, 16:00-00:00, 00:00-8:00. До складу кожної бригади входять 5 працівників цеху, інженер, 4 слюсара та 2 прибиральниці. Передбачено перерву, яка становить 0,8 год/зміну. Начальник цеху знаходиться у цеху з 9:00 до 17:00. Всього у цеху працює 34 особи.

Чисельність явочна – чисельність працівників необхідна для виконання робіт і повної комплектації робочих місць за зміну.

У цеху в кожній бригаді є 5 працівників цеху, 1 інженер, 2 прибиральниці, 4 слюсара, окрім цього присутній начальник цеху:

$$Ч_{\text{яв}} = 5 + 1 + 2 + 4 = 12 \text{ осіб.}$$

Чисельність за списком – потреба підприємства в кадрах. Крім явочної чисельності включає додатково необхідну для заміщення тих, хто у

відпустці, хворіють або відсутні з інших поважних причин; сюди включають сумісників.

$$T_{\text{вир}} = 365 \cdot 24 = 8760 \text{ год};$$

$$T_{\text{вир}}^{\text{н.у.}} = \frac{365 - T_{\text{св}}}{7} \cdot 40 + (T_{\text{св}}^* - 1) \cdot 1'; \quad (8.5)$$

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

$$\text{Ч}_{\text{сп}} = \text{Ч}_{\text{яв}} \cdot K_{\text{пер}}, \quad (8.6)$$

$$K_{\text{пер}} = T_{\text{вир}} / T_{\text{вир}}^{\text{н.у.}}, \quad (8.7)$$

$$K_{\text{пер}} = \frac{8760}{2016} = 4,345 \sim 4,$$

$$\text{Ч}_{\text{сп}} = 12 \cdot 4 + 1 = 49 \text{ ос.},$$

де 1 – начальник цеху, який виходить тільки вдень.

Виробництво працює 7 днів на тиждень в 3 зміни (8:00-16:00, 16:00-00:00, 00:00-8:00) по 13 осіб в цеху. Графік змінності відображено в таблиці 8.4.

Таблиця 8.4 – Графік змінності для працівників цеху, інженерів, слюсарів та прибиральниць (змінооборот)

Дні роботи Номер бри-гади	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
I	1	1	1	1	В	2	2	2	2	В	3	3	3	3	В	В
II	3	3	В	В	1	1	1	1	В	2	2	2	2	В	3	3
III	2	В	3	3	3	3	В	В	1	1	1	1	В	2	2	2
IV	В	2	2	2	2	В	3	3	3	3	В	В	1	1	1	1

$$T_{зм/об.} = 16 \text{ днів.}$$

Час відпрацьований фактично за рік:

$$T_p^{факт} = \frac{365}{T_{зм/об.}} (T_{зм/об.} - T_{вих}) \cdot t_{зм}; \quad (8.8)$$

$$T_p^{факт} = \frac{365}{16} (16 - 4) \cdot 8 = 2190 \text{ год},$$

$$T_{перепрац} = T_p^{факт} - T_{прац}^{н}, \quad (8.9)$$

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

8.5 Матеріальна, документальна та організаційно-технічна підготовка виробництва

Оборотні фонди підприємства узагальнено в таблиці 8.5.

Таблиця 8.5 – Баланс споживання оборотних фондів за рік

Найменування	Од/день	Грн/од	Грн/міс	Грн/рік
<i>Сировина і матеріали</i>				
1	2	3	4	5
Природний газ	859 928 м ³	7,88 грн/м ³	185 434 873,9	2 256 124 299
Масло КП-8	20 м ³	27 грн/кг	16 200	197 100
Алюмогель	500 кг	110 грн/кг	1 650 000	20 075 000
Демінералізована вода	15000 м ³	10 грн/м ³	4 500 000	54 750 000

Продовження таблиці 8.4

1	2	3	4	5
Поглинач сірководню типа ГИАП-10-2 (С-7- 2)		735 грн/од	268 275	3 219 300
<i>Комунальні послуги</i>				

Електроенергія:				
освітлення	100кВт/год	3,276 (7:00-23:00) та 0,637 (23:00-7:00)	174 933	2 099 188
На живлення апаратури	4000 кВт/год	3,276 (7:00-23:00) та 0,637 (23:00-7:00)	6 884 160	83 757 280
Вода холодна	40800 куб.м.	10,24грн/куб.м.	12 533 760	152 494 080
Σ			211 193 926,9	2 567 397 759

Розрахунок заробітної плати (форма оплати праці – погодинна):

ЗП прибиральниць та слюсарів (І тарифний розряд):

Нічний час оплачується (з 22:00 до 6:00):

$$ЗП_{\text{н}} = 730 \cdot 1,4 \cdot 24 \cdot 12 = 294\,336 \text{ грн/рік};$$

де 12 грн – ставка працівника за годину,

730 год – нічних годин за рік на 1 працівника бригади,

1,4 – доплата працівникам за нічну зміну.

Так як виробництво безперервне, то робітники працюють і в традиційні свята. За це їх тарифна ставка збільшується вдвічі:

$$ЗП_{\text{св}} = 11 \cdot 8 \cdot 12 \cdot 24 \cdot 2 = 50688 \text{ грн/рік},$$

де 11 – кількість офіційних свят в році.

Денний час оплачується:

$$ЗП_{\text{д}} = (2190 - 730 - 88) \cdot 12 \cdot 24 = 395\,136 \frac{\text{грн}}{\text{рік}},$$

де 88 – святкових робочих годин за рік.

Заробітна плата прибиральниць та слюсарів за рік:

$$ЗП_{\text{ф}} = 294336 + 395136 + 50688 = 740\,160 \text{ грн/рік}.$$

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						80
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

За місяць:

$$ЗП_{\text{міс}} = \frac{740160}{12} = 61680 \text{ грн/міс.}$$

За місяць ЗП 1 робітника (І тарифний розряд):

$$ЗП_{\text{роб}} = \frac{60096}{24} = 2570 \text{ грн/міс.}$$

Для розрахунку ЗП працівників цеху та інженерів, врахуємо тарифні розряди:

ЗП працівників цеху (ІІ тарифний розряд):

$$ЗП_{\text{роб}} = 2570 \cdot 1,09 = 2801 \text{ грн/міс.}$$

ЗП інженерів (V тарифний розряд):

$$ЗП_{\text{роб}} = 2570 \cdot 1,36 = 3495 \text{ грн/міс.}$$

Отже, заробітня плата узагальнена в таблиці 8.6.

Таблиця 8.6 – Заробітна плата персоналу

Посада	Кіль- кість осіб	Тариф- ний розряд	Тариф- ний коефі- цієнт	ЗП, грн/міс
Начальник цеху	1	15	2,58	8000
Інженер	4	5	1,36	13980
Працівник цеху	20	2	1,09	54600
Слюсар	16	1	1	41120
Прибиральниця	8	1	1	20560
Загальна сума за мі- сяць				136 320

Фонд оплати праці: $136320 \cdot 12 \cdot 1,37 = 2\,241\,100,8$ грн/рік,

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		81

де 1,37 – нарахування на ЗП визначене законодавством України.

Характеристика обладнання та його кількість наведені у таблиці 8.7.

Таблиця 8.7 – Характеристики обладнання

Обладнання	Вартість, грн	Кількість, од.
1	2	3
1	2	3
Компресор	45000	1
Підігрівач	300 000	1

Продовження таблиці 8.7

1	2	3
Реактор гідрування сіркоорганічних сполук	3 000 000	1
1	2	3
Система сіркоочищення	5 000 000	1
Трубчаста піч	15 000 000	1
Сума	23 345 000	5

Основні фонди наведені у таблиці 8.8.

Таблиця 8.8 – Основні фонди

Основні фонди:	Термін експлуатації, рік	Вартість, грн.
Каталізатор ГИАП-10	5	150 000
Каталізатор К-905	5	580 000

Каталізатор АКМ	5	300 000
Обладнання	5	23 345 000
Інвентар	4	200 000
Нематеріальні активи	12	1500
Всього	36	24 375 020

Амортизація:

$$A = \frac{Z_{\text{маш.і обл.}}}{T_{\text{експл}}} + \frac{Z_{\text{інв.тара}}}{T_{\text{експ}}} + \frac{Z_{\text{немат.активи}}}{T_{\text{експл}}} + \frac{Z_{\text{каталізатора}}}{T_{\text{експл}}}, \quad (8.10)$$

$$A = \frac{23345000}{5} + \frac{50000}{4} + \frac{1500}{12} + \frac{150000}{5} + \frac{580000}{5} + \frac{300000}{5} = 4\,887\,625 \text{ грн./рік.}$$

Вартість оренди офісного відділення і виробничої території на підприємстві орієнтовно складає 300 000 грн./міс = 3 600 000 грн./рік.

За рік виробництво скидує в атмосферу 98 500 000 тонн вуглекислого газу. Податок за викид вуглекислого газу в атмосферу складає:

$$P_{\text{вс}} = 0,2 \cdot 98\,500\,000 = 19\,700\,000 \text{ грн.} \quad (8.11)$$

$$\begin{aligned} \text{Обз} &= 2\,109\,581 + 2\,099\,188 + 83\,757\,280 + 2\,256\,124\,299 + 197\,100 + 20\,075 \\ &000 + 54\,750\,000 + 152\,494\,080 + 3\,600\,600 + 19\,700\,000 = 2\,595\,038\,048 \\ &\text{грн./рік.} \end{aligned}$$

8.6 Розрахунок техніко-економічних показників

1. Річна собівартість напівпродукту:

$$C = \text{Обз} + A, \quad (8.12)$$

$$C = 2\,575\,338\,048 + 4\,887\,625 = 2\,599\,925\,673 \text{ грн./рік, або } 3,39 \text{ грн./м}^3.$$

2. Прибуток:

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		83

Вартість 1 м³ водню складає 4,2 грн./м³.

$$\Pi = 4,2 - 3,39 = 0,81 \text{ грн/м}^3 = 620\,591\,868 \text{ грн./рік.} \quad (8.13)$$

3. Рентабельність:

$$P = \frac{\Pi}{C} = \frac{620\,591\,868}{2\,599\,925\,673} \cdot 100 = 24\%. \quad (8.14)$$

4. Капіталовкладення:

$$K = \text{ОФ} + \text{Обз} = 24\,375\,020 + 2\,595\,038\,048 = 2\,619\,413\,068 \text{ грн.} \quad (8.15)$$

5. Коефіцієнт економічної ефективності:

$$E = \frac{\Pi}{K} = \frac{620\,591\,868}{2\,619\,413\,068} = 0,24. \quad (8.16)$$

6. Період повернення капіталовкладень:

$$T = \frac{K}{\Pi} = \frac{2\,619\,413\,068}{620\,591\,868} = 4,22 \text{ роки.} \quad (8.17)$$

8.7 Введення нових технологічних рішень у схему та порівняння собівартості продукції

Проектом передбачено використання реакторів радіально-спірального типу для очистки природного газу від сполук сірки та використання каталізатора КСМ-Х замість каталізатора типу АКМ. Розглянемо, як це вплине на річну собівартість напівпродукту у порівнянні з наведеною вище «стандартною» у плані технологічних рішень схемою.

Каталізатор КСМ-Х має більший термін експлуатації, аніж каталізатор типу АКМ [21]. Застосування реактора радіально-спірального типу призведе до підтримки оптимального температурного режиму на шляху реагентів че-

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						84
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

рез реактор [22], зменшаться витрати тепла димових газів на підігрів природного газу у конвекційній зоні трубчастої печі, також зменшиться втрата тиску при проходженні через реактор гідрування сіркоорганічних сполук та значно зменшиться металомісткість та габарити апарату за рахунок використання мілкозернистого каталізатора.

Характеристика та вартість обладнання наведені у таблиці 8.9.

Таблиця 8.9 – Характеристики обладнання

Обладнання	Вартість, грн.	Кількість, од.
Компресор	45000	1
Підігрівач	300 000	1
Реактор гідрування сіркоорганічних сполук	1 200 000	1
Система сіркоочищення	5 000 000	1
Трубчаста піч	15 000 000	1
Сума	21 545 000	5

Основні фонди наведені у таблиці 8.10.

Таблиця 8.10 – Основні фонди

Основні фонди:	Термін експлуатації, рік	Вартість, грн.
Каталізатор ГИАП-10	5	150 000
Каталізатор К-905	5	580 000

Каталізатор КСМ	8	350 000
Обладнання	5	21 545 000
Інвентар	4	200 000
Нематеріальні активи	12	1500
Всього	36	22 646 500

Амортизація (8.10):

$$A = \frac{21545000}{5} + \frac{50000}{4} + \frac{1500}{12} + \frac{150000}{5} + \frac{580000}{5} + \frac{350000}{8} = 4\,481\,375 \text{ грн./рік.}$$

Зменшення гідравлічного опору у апараті гідрування призведе до зменшення споживаної компресором електроенергії на 10%, тоді:

$$\text{Обз} = 2\,241\,100,8 + 2\,099\,188 + 83\,757\,280 \cdot 0,9 + 2\,256\,124\,299 + 197\,100 + 20\,075\,000 + 54\,750\,000 + 152\,494\,080 + 3\,600\,600 + 19\,700\,000 = 2\,586\,662\,320 \text{ грн/рік.}$$

1. Річна собівартість продукції:

$$C = 2\,586\,662\,320 + 4\,481\,375 = 2\,591\,143\,695 \text{ грн./рік, або } 3,38 \text{ грн./м}^3.$$

2. Прибуток:

Вартість 1 м³ водню складає 4,2 грн./м³:

$$\Pi = 4,2 - 3,38 = 0,82 \text{ грн/м}^3 = 628\,253\,496 \text{ грн./рік.}$$

3. Рентабельність:

$$P = \frac{\Pi}{C} = \frac{628\,253\,496}{2\,599\,925\,673} \cdot 100 = 24\%.$$

4. Капіталовкладення:

$$K = \text{ОФ} + \text{Обз} = 22\,646\,500 + 2\,586\,662\,320 = 2\,609\,308\,820 \text{ грн.}$$

5. Коефіцієнт економічної ефективності:

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						86
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$E = \frac{\Pi}{K} = \frac{628\,253\,496}{2\,609\,308\,820} = 0,24.$$

6. Період повернення капіталовкладень:

$$T = \frac{K}{\Pi} = \frac{2\,609\,308\,820}{628\,253\,496} = 4,15 \text{ роки.}$$

Передбачені проектом нові технологічні рішення для схеми парової конверсії метану (І ступінь) дозволять зменшити витрати на електроенергію, зменшиться витрата тепла димових газів на підігрівач, що дозволить використати теплоту ДГ на інших стадіях виробництва. Все це разом з використанням більш довговічного каталізатору призведе до зменшення собівартості продукту та збільшенню річного прибутку на 8 000 000 грн/рік.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						87
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

9 ОХОРОНА ПРАЦІ

З технологічної частини проекту витікає, що у відділенні I ступені конверсії природного газу, виділяються шкідливі речовини та процес протікає при підвищених температурах в складній апаратурі, яка обслуговується транспортними засобами, що приводяться в дію електричними двигунами. Також використовується механічна та теплова енергія, енергія хімічних реакції.

Проектне рішення прийнято з урахуванням вимог охорони праці та пожежної безпеки виробництва.

В даному розділі на основі аналізу шкідливих та небезпечних виробничих факторів розроблено план заходів щодо створення здорових та безпечних умов праці та пожежної безпеки.

9.1 Виявлення та аналіз шкідливих і небезпечних виробничих факторів на проектуваному об'єкті. Заходи з охорони праці

9.1.1 Повітря робочої зони

Згідно ДСН 3.3.6.042-99 роботи, що передбачені у відділенні I ступеня конверсії метану, відносяться до категорії II б [13].

Санітарні норми мікроклімату параметрів відділення цеху конверсії природного газу приведені в таблиці 9.1.

Таблиця 9.1 – Санітарні норми параметрів мікроклімату цеху

Період	Категорія робіт	Допустимі норми		
		Температура, °С	Відносна вологість, %	Швидкість руху повітря, м/с
Холодний і перехідний період	II б	15-21	Не більше 75	Не більше 0,4
Теплий період		15-27	Не більше 75	0,2-0,5

Температура внутрішніх поверхонь приміщень, а також температура зовнішніх поверхонь технологічного устаткування не повинна виходити за межі допустимих величин температури повітря для даної категорії робіт. Отже, для теплого періоду року температура не повинна перевищувати 29 °С.

Для забезпечення нормальних метеорологічних умов у проектованому відділенні, прийнято:

- механізація і автоматизація важких і трудомістких робіт, дистанційне керування та безперервність процесу;
- теплоізоляція устаткування, комунікацій, апаратів і інших джерел, випромінюючих на робочі місця тепло.

Небезпечними в проектованому відділенні є аміак, метан та його гомологи. У таблиці 9.2. наведена коротка санітарна характеристика відділення, що проектується.

Для підтримки сприятливих умов в цеху проектом забезпечена вентиляція, обладнано місце для відпочинку під відкритим небом. Передбачено систему центрального водяного опалювання робочих приміщень.

У виробничих умовах мікроклімат вимірюється на початку, в середині і в кінці холодного і теплого періодів року не менше трьох разів за зміну. Температура вимірюється ртутним, спиртовим термометром. Відносна вологість – психрометром аспіраційним, швидкість повітря – анемометром.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		89

Таблиця 9.2 – Коротка санітарна характеристика проектового відділення

Відділення I ступеня конверсії природного газу	Відділення I ступеня конверсії природного газу		Назва виробничої ділянки
Сірковмісні сполуки	Метан і його гомологи	Аміак	Шкідливі речовини, що виділяються, причини їх виділення
Подразнюючі, токсичні. Подразнення шкіри, очей, слизових оболонок та верхніх дихальних шляхів	Подразнюючі, токсичні. Подразнення слизових оболонок, верхніх дихальних шляхів	Подразнюючі, токсичні. Подразнення слизових оболонок, верхніх дихальних шляхів	Група шкідливої речовини, характеристика шкідливої дії
10	10	20	ГДК шкідливої речовини у повітрі роботи
III	III	IV	Клас небезпечності шкідливої речовини
Промислові протигазу з протигазовою коробкою марки «К», закриті герметичні захисні окуляри, спецодяг, гумові чоботи, рукавиці	Промислові протигазу з протигазовою коробкою марки «Н», закриті герметичні захисні окуляри, спецодяг, гумові чоботи, рукавиці	Промислові протигазу з протигазовою коробкою марки «К», закриті герметичні захисні окуляри, спецодяг, гумові чоботи, рукавиці	Засоби індивідуального захисту
Забезпечити приплив свіжого повітря, зігріти, при різких болях в очах закапати 1-2% розчином новокаїну, евакуювати до лікувального закладу в лежачому положенні.	Забезпечити повний спокій і приплив свіжого повітря. Застосовувати кисень. Евакуювати до лікувального закладу обов'язково в лежачому положенні.	Забезпечити приплив свіжого повітря, зігріти, при різких болях в очах закапати 1-2% розчином новокаїну, евакуювати до лікувального закладу в лежачому положенні.	Засоби долікарняної допомоги
Експрес-метод, фотокolorиметричний, колориметричний	Експрес-метод, фотокolorиметричний, колориметричний	Експрес-метод, фотокolorиметричний, колориметричний, використання газоаналізаторів	Методи контролю вмісту шкідливих речовин у повітрі робочої зони

Розрахунок аерації цеху

Конструкція стулки віконного прорізу – одинарна підвісна. Висота й довжина стулки рівні, кут відкриття стулки $\alpha = 45^\circ$. Ліхтар П-подібний із фрамугами на вертикальній осі з вітрозакисними панелями, які перебувають на відносній відстані $l/h = 1,5$, з кутом відкриття $\alpha = 90^\circ$. Визначаємо температуру повітря, що видаляється з верхньої частини приміщення:

$$t_{\text{вид}} = t_{\text{зовн}} + \frac{t_{\text{вн}} - t_{\text{р.з.}}}{m}, \text{ } ^\circ\text{C}; \quad (9.1)$$

де $t_{\text{зовн}}$ - температура зовнішнього повітря, для Києва в теплий період $t = 23,5^\circ$; $t_{\text{вн}}$ – температура внутрішнього повітря; $t_{\text{вн}} = 22^\circ\text{C}$; $t_{\text{р.з.}}$ – температура повітря, що надходить до робочої зони. $t_{\text{р.з.}} = t_{\text{зовн}}$, $t_{\text{р.з.}} = 23,5^\circ\text{C}$; m – коефіцієнт, приймаємо 0,53;

$$t_{\text{вид}} = 23,5 + \frac{22 - 23,5}{0,53} = 20,67, \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Визначаємо питому вагу повітря:

$$\rho = \frac{353}{t + 273}, \text{ кг/м}^3; \quad (9.2)$$

$$\rho_{\text{зовн}} = \frac{353}{23,5 + 273} = 1,191, \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{\text{вид}} = \frac{353}{20,67 + 273} = 1,202, \text{ кг/м}^3.$$

Розподілений тиск визначаємо по формулі:

$$\Delta\rho_{1,2} = h * (\rho_{\text{зовн}} - \rho_{\text{вид}}), \text{ кг/м}^2, \quad (9.3)$$

де h - відстань між осями прорізів; $h=10$ метрів

$$\Delta\rho_{1,2} = 10 * (1,202 - 1,179) = 0,11, \text{ кг/м}^2.$$

Втрати тиску на прохід повітря через припливні прорізи можна визначити по формулі:

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						91
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\Delta\rho_1 = \beta * \Delta\rho_{1,2}, \text{ кг/м}^2, \quad (9.4)$$

де β - різниця тисків, що використовується на прохід повітря через припливні прорізи, $\beta=0,4$,

$$\Delta\rho_1 = 0,4 * 0,11 = 0,044, \text{ кг/м}^2;$$

Втрати тиску на прохід повітря через ліхтар визначаємо по формулі:

$$\Delta\rho_2 = \Delta\rho_{1,2} - \Delta\rho_1, \text{ кг/м}^2; \quad (9.5)$$

$$\Delta\rho_2 = 0,11 - 0,044 = 0,066, \text{ кг/м}^2.$$

Визначаємо площу прорізів у стіні $F_{\text{припл}}$ і площа прорізів ліхтаря $F_{\text{л}}$:

$$F_{\text{припл}} = \frac{G_{\text{припл}}}{3600 \sqrt{\frac{2 * g * \rho_{\text{зовн}}}{\xi_1} * \Delta\rho_1}}, \text{ м}^2; \quad (9.6)$$

$$F_{\text{припл}} = \frac{4200}{3600 \sqrt{\frac{2 * 9,8 * 1,191}{3,7} * 0,024}} = 29,98, \text{ м}^2; \quad (9.7)$$

$$F_{\text{вид}} = \frac{G_{\text{вид}}}{3600 \sqrt{\frac{2 * 9,8 * 1,202}{4,1} * 0,096}}, \text{ м}^2; \quad (9.8)$$

$$F_{\text{вид}} = \frac{G_{\text{вид}}}{3600 \sqrt{\frac{2 * 9,8 * 1,202}{4,1} * 0,096}} = 11,33, \text{ м}^2.$$

де $G_{\text{припл}}$. - кількість повітря, що повинна надходити в приміщення.

$G_{\text{вид}}$. - кількість повітря, що видаляється.

9.1.2 Виробниче освітлення

У цеху передбачається природне, штучне і суміщене освітлення.

Згідно ДБН 2.5.-28-2006 роботи в цеху за зоровими умовами відносяться до розряду V а – малої точності [14].

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						92
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Система природного освітлення – комбінована. Вона представляє собою поєднання верхнього та бокового освітлення.

Штучне освітлення проектом передбачене робоче, аварійне, евакуаційне і охоронне. У таблиці 9.3. наведено рівні параметрів освітлення, прийняті проектом.

Таблиця 9.3 – Норми освітленості при штучному освітленні і КПО при природному і змішаному освітленні

Розряд і підрозряд роботи	Освітленість, лк		КПО, 1%	
	Штучне освітлення		природне освітлення	Суміщене освітлення
	Комбіноване	Загальне	Верхнє і бокове	Верхнє і бокове
Va	500	200	4	2.4
Va	-	75	1	0.7

Для освітлення виробничого приміщення передбачені газорозрядні лампи низького тиску (типу ЛБ, ЛДЦ, ЛД) і високого тиску (типу ДРЛ). Для освітлення передбачені світильники прямого світла типу ОДА з суцільним відбивачем [15].

Для виконання ремонтних робіт передбачено переносні електричні світильники напругою 12 В. БП-62В (потужністю 15 Вт).

Для місцевого освітлення передбачені світильники прямого світла типу «Альфа».

Для вимірювання та контролю освітленості в приміщеннях передбачено люксметри Ю-117 з періодичністю вимірювання 1 раз на рік та після ремонту освітлювальних установок і заміни ламп.

9.1.3 Захист від виробничого шуму та вібрації

Виробничий шум виникає в результаті роботи апаратурного обладнання. Шуми носять постійний характер.

Допустимі рівні звуку в приміщеннях та території підприємства згідно ДСН 3.3.6.037-99 становлять 80 дБА [16].

Джерелами вібрації на підприємстві є: електродвигуни, насоси та вентилятори. Згідно ДСН 3.3.6.039-99 дана вібрація відноситься до загальної вібрації категорії 3 типу «А». Допустимі рівні вібрації на постійних робочих місцях наведені у таблиці 9.4.

Таблиця 9.4 – Допустимі рівні вібрації на постійних робочих місцях

Вид вібрації	Допустимі рівні вібрації, дБ, у середньгеометричних частотах, Гц					
	2	4	8	16	31.5	63
Загальна	108	99	93	92	92	92

Для захисту від виробничого шуму в цеху передбачені перегородки, які встановлюють між джерелом шуму і робочим місцем. Окрім цього для зниження шуму передбачено усунення невірноваженості ротора компресора, акустична оптимізація вентиляції.

Щоб знизити рівень вібрації на вібруюче обладнання передбачене нанесення в'язких або пружних матеріалів, яким притаманні значні внутрішні втрати.

Передбачені засоби індивідуального захисту: протишумні навушники ВЦНШОТ-2.

Для вимірювання та аналізу шуму і вібрації передбачені шумоміри ВШП-003 і частотні аналізатори.

9.1.4 Електробезпека

Можливими причинами ураження людей електричним струмом є:

– дотик до відкритих струмоведучих частин;

- дотик до струмопровідних неструмоведучих елементів, які опинилися під напругою в результаті порушення ізоляції;
- ураження кроковою напругою;
- ураження через електродугу.

В цеху, який проектується з метою збереження здоров'я персоналу всі струмоведучі частини устаткування, до яких можливий дотик персоналу, ізолювані. Опір ізоляції електропроводів вище 0,5 МОм.

Напруга переносних ламп не вище 36 В. Для переносних електроінструментів застосовують малі напруги.

Забезпечено заземлення всіх механізмів, електродвигунів і пускових пристроїв.

Схема автоматизації передбачає блокування і можливість автоматичного аварійного відключення устаткування, а також світлову сигналізацію. Контроль опору ізоляції здійснюється підвищеною напругою при введенні устаткування в експлуатацію приладами М-1101, МС-06. Періодичність контролю не рідше одного разу в рік.

Відповідно до ГОСТ 12.1.038-82 допустимі рівні напруг дотику і струму, що проходить через тіло людини [17]:

При нормальному режимі роботи електроустаткування $U = 2$ В, а $I = 0,3$ мА; при аварійному – відповідно 36 В і 6 мА.

Шкідлива дія електричного струму на людину розраховується за формулою:

$$I_{\text{люд}} = \frac{U_{\text{дот}}}{(R_{\text{л}} + R_{\text{о}})} \quad (9.9)$$

де $U_{\text{дот}}$ – напруга дотику, В;

$R_{\text{л}}$ – опір людини, Ом;

R – опір заземлюючого устаткування, Ом.

Допустимі величини сили струму та напруги дотику згідно з ГОСТ 12.1.038-82:

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						95
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\begin{cases} I_{\text{люд}} \leq 6 \text{ мА} \\ U_{\text{д}} = 36 \text{ В} \end{cases} \quad \text{при } t_{\text{д}} > 1 \text{ с, аварійний режим}$$

$$\begin{cases} I_{\text{люд}} = 0,2 \text{ мА} \\ U_{\text{д}} = 2 \text{ В} \end{cases} \quad \text{при } t_{\text{д}} \leq 10 \text{ хв/добу, нормальний режим}$$

При нормальному режимі при $\tau \leq 10 \text{ хв/добу}$, $R_{\text{л}} = 3000 \text{ Ом}$, $R_0 = 4 \text{ Ом}$.

Тоді згідно з рівняннями:

$$I_{\text{л}} = \frac{220 \cdot 10^3}{3000 + 4} = 73,23 \text{ мА},$$

$$U_{\text{д}} = 73,23 \cdot 3 = 219,72 \text{ В}.$$

Отже, розраховані значення $I_{\text{л}}$ і $U_{\text{д}}$ значно перевищують наведені вище нормативні значення. Це свідчить про те, що при порушенні вимог ПУЕ в цеху можливі електротравми з тяжкими наслідками.

Цех відноситься до приміщень з підвищеною небезпекою.

Предбачено занулення всіх насосів, компресорів, та всього обладнання для забезпечення захисту від враження електричним струмом робочих, якщо відбулося замикання.

Для ізоляції струмопровідних частин електрообладнання, до яких можливий дотик персоналу, а також усунення небезпеки ураження з появою напруги на корпусах передбачена подвійна ізоляція.

Все назване вище є засобами колективного захисту від ураження електричним струмом. Якщо безпека не може бути забезпечена, приймають засоби індивідуального захисту: діелектричні гумові рукавички, боти. Для профілактики електротравматизму застосовуються знаки безпеки.

9.1.5 Безпека технологічних процесів і обслуговування устаткування

Відділення І ступені конверсії природного газу у виробництві аміаку відноситься до потенційно небезпечних процесів, оскільки проектом передбачена переробка вибухонебезпечного природного газу.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						96
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Основною сировиною у цеху є природний газ, з чим пов'язана висока небезпечність виробництва. Природний газ рухається по трубопроводах під тиском 4 МПа та являється вибухонебезпечною речовиною.

Щоб знизити небезпеку, проектом передбачена автоматизація виробничих процесів. Це зменшить негативний вплив, який може спричинити людський фактор. Також передбачено створення технологічного регламенту, якого повинні дотримуватись всі працівники. Система автоматизації передбачає вимірювання витрати природного газу у трубопроводах для унеможливлення прориву. Усі реактори мають запобіжні клапани. Електродвигун компресора заземлений. У цеху присутня світлова та звукова сигналізація.

9.2 Пожежна безпека

У проектуваному цеху можливі джерела загоряння внаслідок: витoku природного газу, перенавантаження електрообладнання, іскрор електрозамикання, зарядів статичної електрики, електродуг ланцюгів, перегріву електроустаткування.

Проектом передбачаються наступні заходи пожежної безпеки.

Будівля є вогнестійкою, має запасний вихід шириною два метри. Передбачено автоматичне пінне пожежогасіння. Контроль та регулювання витрати газу у трубопроводах запобігає можливому прориву труби. У цеху передбачені первинні засоби гасіння: внутрішні пожежні крани, ручні вогнегасники, діжки з водою, скриньки з піском, ручні пожежні інструменти та пожежний інвентар. Також передбачена пожежна сигналізація, яка розташована на висоті 1,35 м від підлоги у входів та коридорах.

Для запобігання прямих ударів блискавки, будинок захищений одиночним стрижневим блискавковідводом.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						97
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Передбачена пожежна сигналізація автоматичного типу на стелі, сигналізація типу ПТІМ-1.

Для попередження пожежі проводяться організаційні заходи серед робочого персоналу.

Мастильні, обтиральні матеріали повинні зберігатися в спеціально відведених місцях у металевих шухлядах із кришками, забороняється класти будь-які предмети на трубопроводи, заборонено паління у цеху.

Усі електропристрої заземлені, для запобігання короткого замикання, що може спричинити пожежу.

Показники пожежо- і вибухонебезпеки речовин і матеріалів наведено у табл. 9.5.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						98
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 9.5 – Показники пожежо- і вибухонебезпеки речовин і матеріалів

1	Відділення випарювання		Назва діляниць, приміщень, зовнішніх установок
	Масило машинне	Аміак	Речовини, що мають обіг у виробництві
	Рідкий	Газоподібний	Агрегатний стан речов. в норм. умовах
	Горючий	Вибухонебезпечний	Горючість, займистість
5	200	-	Показники пожежо- і вибухонебезпечності, °C
6	160-190	-	Температура спалаху
7	380	650	Температура займання
8	-	нижня – 15, верхня – 28	Температура самозаймання
9		нижня – 15, верхня – 28	Межа запалення
10	П Б	П А	Вибухонебезпечні суміші з повітрям
11	Т1	Т1	Категорія
12	Пінний вогнегасник ВВ – 5	Пінний вогнегасник ВВ – 5	Група
13	Б	Б	Вогнегасні засоби
14	2	2	Категорія приміщення за ОНТП 24-86
15	ПА	ПА	Клас приміщення /зона/ і зовнішніх установок згідно з ПУЕ
			Категорія об'єкта і тип зони захисту щодо влаштуванню блискавкозахисту згідно з СН305-77

10 ЕКОЛОГІЧНА БЕЗПЕКА ВИРОБНИЦТВА

У даному розділі приводяться відомості стосовно екологічної безпеки відділення конверсії метану виробництва аміаку. Розглянуто та обгрунтовано обраний метод екологізації виробництва. Безпечне навколишнє природне середовище є головною передумовою здоров'я не лише нинішнього, а й майбутнього поколінь. Саме тому держава приділяє таку увагу охороні природи, а компетентні державні органи пильно слідкують за дотриманням фізичними та юридичними особами вимог екологічної безпеки, додержанням екологічних стандартів, нормативів та лімітів використання природних ресурсів при здійсненні господарської, управлінської та іншої діяльності.

10.1 Аналіз джерел та розрахунок кількості відходів, що утворюються

Відділення конверсії природного газу з точки зору екологічної безпеки відноситься до високовідходного виробництва, оскільки в атмосферу викидається велика кількість димових газів, що містять вуглекислий газ та оксиди азоту. Нижче наведений стислий опис технологічної схеми, який розглядає причини та місця утворення відходів усіх видів.

Природний газ, що містить до 80 мг/м^3 сірки, поступає на виробництво аміаку під тиском $0,5 \div 0,9 \text{ МПа}$ і розподіляється на два потоки: для технологічного процесу і для спалювання.

Для гідрування сіркоорганічних сполук в технологічний потік природного газу подається азотоводнева суміш у кількості, яка забезпечує вміст водню в газовій суміші перед сіркоочищенням, рівним 10% (об.). При нормальній роботі азотоводнева суміш поступає після метанування, у пусковий період подається зі сторони.

Природний газ, змішаний з азотоводневою сумішшю, поступає на центробіжний компресор 1, в якому стискається до тиску $4,1 \div 4,5 \text{ МПа}$. Після

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						100
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

чого газова суміш підігрівається до температури 670 K у підігрівачі 2, за допомогою димових газів, що утворюються при спалюванні природного газу. Після підігрівача газова суміш проходить реактор гідрування сіркоорганічних сполук 3, який заповнений алюмокобальт-молібденовим або алюмонікель-молібденовим каталізатор, і далі послідовно проходить два сіркоочистних апарати 4, заповнених оксидом цинку, для поглинання сполук сірки. При насиченні поглинача сіркою його замінюють свіжим, не зупиняючи агрегат. Після сіркоочистки газова суміш, очищена до вмісту сірки не менше $0,5 \text{ мг/м}^3$, з температурою 640 K і тиском 3,9 МПа направляється на парову конверсію метану в трубчатую піч 6. Перед нею газова суміш змішується з водяним паром у співвідношенні природний газ : пара, рівне 3,7 : 1.

Після змішування парогазова суміш з температурою 620÷650 K направляється в підігрівач, який знаходиться в конвекційній зоні трубчатої печі, де нагрівається за рахунок теплоти димових газів до температури 780÷810 K. Нагріта парогазова суміш направляється в реакційні труби печі парової конверсії метану 6.

В реакційних трубах на нікелевому каталізаторі під тиском 3,6 МПа при температурі на виході 1100 K і об'ємній швидкості 1750 год^{-1} здійснюється ендотермічний процес парової конверсії метану та інших вуглеводнів з отриманням водню, оксидів карбону (II) і (IV) у співвідношенні близькому до рівноважного, при температурі 1000 K. Вміст залишкового метану в конвертованому газі на виході з труб печі парової конверсії близький до рівноважного і становить $\sim 10\%$ (об.).

В таблиці 10.1 наведені характеристики сировини та продукції виробництва.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		101

Таблиця 10.1 – Характеристика сировини та продукції виробництва

№	Перелік сировини, продукції.	Властивості	Проблеми	Кількість сировини, т (м ³)	
				На 1 т го- тов.п род.	За рік (тис.)
1	2	3	4	5	6
1	Природний газ	Безбарвний газ без кольору та запаху. Являє собою суміш метану та його гомологів та деяких інших не вуглеводних речовин. Густина – 0,7 кг/м ³ . Температура займання дорівнює 650 °С.	Природний газ створює задушливу дію на організм людини. з газових компонентів природних і нафтових газів особливо токсичним є сірководень. Сірководень - отрута, що викликає параліч органів дихання й серця.	632,3	313873
2	Аміак	Безбарвний газ з різким специфічним запахом. Реакційноздатна речовина, що вступає в реакції приєднання, заміщення і окиснення. Добре розчинний у воді. Густина – 0,597 кг/м ³ . Температура кипіння дорівнює -33,4 °С.	Подразнює діє на верхні дихальні шляхи, слизові оболонки носа і очей, потрапляючи на шкіру, людини викликає опіки.	1,000	258623
3	Синтез-газ	Безбарвний газ без запаху та смаку. Погано розчинний у воді. Суміш монооксиду вуглецю і водню, також містить невелику кількість діоксиду вуглецю.	Створює задушливу дію на організм людини через наявність монооксиду вуглецю (чадного газу). Навіть незначний вміст монооксиду вуглецю у повітрі викликає запаморочення і нудоту.	2302	1142713

До сировини належить природний газ, до продукції синтез-газ та аміак. Основними відходами виробництва є димові гази, які утворюються в трубчатій печі та скидуються в атмосферу. Основну проблему становлять оксиди азоту, які наявні в димових газах.

Таблиця 10.2 – Характеристика твердих відходів, газових викидів та рідких стоків виробництва

№	Склад відходів, викидів, стоків	Кількість відходів, викидів та стоків		Метод очищення	Ступінь очищення, %	Примітки
		На 1т готової продукції, (м ³)	За рік, (м ³)			
Газоподібні відходи (кг)						
1	Димові гази, в т.ч.: - оксид азоту; - диоксид азоту; - вуглекислий газ; - диоксид сірки.	0,05 0,15 50 0,0049	25·10 ⁶ 75·10 ⁶ 50·10 ⁹ 10000	Каталітичне очищення в радіальному реакторі.	90% по оксидам азоту	Викид на висоті 85 м

Проведемо розрахунок концентрації оксидів азоту у повітрі після каталітичного очищення:

$$C_{\text{ам.}} = 200 \cdot 0,1 = 20 \text{ мг/м}^3 \quad (10.1)$$

Суми податку, який справляється за викиди в атмосферне повітря забруднюючих речовин стаціонарними джерелами забруднення ($P_{\text{вс}}$), обчислюються платниками податку самостійно щокварталу виходячи з фактичних обсягів викидів, ставок податку за формулою [18]:

$$P_{\text{вс}} = \sum (M_i \cdot Hn_i), \quad (10.2)$$

де M_i - фактичний обсяг викиду i -тої забруднюючої речовини, т;

Hn_i - ставки податку в поточному році за тонну i -тої забруднюючої речовини у гривнях з копійками.

Для оксиду азоту цей податок буде становити:

$$P_{\text{вс}} = 0,5 \cdot 1221 = 610,5 \text{ грн.}$$

Для діоксину азоту цей податок буде становити:

$$P_{\text{вс}} = 1,5 \cdot 69 = 103,5 \text{ грн.}$$

Для вуглекислого газу цей податок буде становити:

$$P_{\text{вс}} = 0,2 \cdot 98500000 = 19700000 \text{ грн.}$$

Для діоксину сірки цей податок буде становити:

$$P_{\text{вс}} = 26,3 \cdot 69 = 1814,7 \text{ грн.}$$

Проводимо порівняння з діючими ГДК і заносимо до таблиці 10.3.

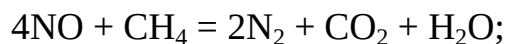
Таблиця 10.3 – Екологічний стан виробництва

№	Перелік газових викидів, стічних вод, твердих відходів	Кількість відходів, викидів та стоків, м ³ (т)		Концентрація забруднювача, мг/м ³	ГДК забруднювача, мг/м ³	Відповідність, невідповідність Нормі
		На 1т готової продукції	За рік			
1	Оксиди азоту	0,000704	641,68	20	не більше 500	Відповідність нормі
2	Диоксид сірки	0,00117	834,6	5	не більше 500	Відповідність нормі

10.2 Екологізація виробництва. Екологічний моніторинг

Для очищення димових газів від оксидів азоту можна використати каталітичну очистку. Вона є найбільш ефективним способом знешкодження нітрозних газів до елементарного азоту. Ефективність процесу каталітичного очищення залежить від виду каталізатора. Найбільшою каталітичною активністю володіють каталізатори на основі платини, родію та паладію [19].

Знешкодження оксидів азоту за наявності метану відбувається за схемою:



Каталітичний реактор, який має електрошафу управління з каталітичним покриттям з оксидів металів і розміщеним всередині спірального протитечійного теплообмінника-рекуператора, має корпус з вхідним і вихідним отворами і спіральні канали, виконані з напівциліндричних гофрованих обичайок одного діаметра, зміщених відносно один одного на ширину каналу і сполучених з торцевими стінками корпусу, який відрізняється тим, що спіраль теплообмінника-рекуператора з каталітичної секцією розташована горизонтально, верхня частина і торці спірального протитечійного теплообмінника-рекуператора захищені шаром теплоізоляції, в каталітичній секції є плавкий запобіжник, який вимикає каталітичний реактор при досягненні в каталітичній секції температури 660 °С, каталітичні блоки мають різну товщину і розмір осередків, електронагрівачі розділені на дві окремо регульовані секції, піджим до яких каталітичних блоків здійснюється під їх власною вагою, а в каталітичний реактор подається регульована за допомогою витратоміра невелика кількість аміаку [20].

Таким чином запровадження у схему реактора каталітичного очищення димових газів від оксидів азоту, зменшується їх вміст на 90÷95%, що забезпечує допустимі ГДК. Використання теплоти димових газів зменшує їх температуру при викиді. Нажаль, серйозною проблемою залишається викид великої кількості вуглекислого газу в атмосферу, за що виробництво сплачує великий податок.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						105
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ВИСНОВКИ

Проектом було розроблено відділення конверсії природного газу (І ступінь) у цеху синтезу аміаку з продуктивністю 1360 т/добу за NH_3 . Розглянуті та обґрунтовані різні способи конверсії метану та вибраний оптимальний спосіб – парова конверсія метану у трубчастій печі.

Розглянуті характеристики сировини, які відповідають ГОСТ 5542-87 та основні технологічні характеристики каталізаторів згідно з ТУ-113-03-2002-86. Також охарактеризовано цільовий продукт – аміак.

Було розглянуто і обґрунтовано фізико-хімічні основи конверсії метану та його технологічні параметри, такі як тиск, температура, вплив каталізатору та співвідношення вихідних речовин.

Обрано, описано і обґрунтовано технологічну схему для І ступені конверсії природного газу. Розроблено схему автоматизації з використанням існуючих приладів автоматизації, і обрано постачальників. Особливістю схеми є – автоматичне регулювання витрати повітря : газ, які подаються на пальники у трубчасту піч.

Складені матеріальний та тепловий баланси виробництва. Визначена витрата природного газу на технологічний процес, вона складає – 1043 м^3 природного газу на 1 т аміаку.

Основним реактором було вибрано та розраховано трубчасту піч, особливістю якої є можливість використання тепла димових газів, що економить витрати на паливо. Вибрана трубчаста піч складається з дванадцяти секцій, по 42 труби в кожній, висота опромінюваної частини реакційної труби – 9,6 м. Матеріал труб – жароміцна сталь типу 0X20H25C2. Розраховано та вибрано допоміжне обладнання: компресор, підігрівач та апарати сіркоочистки.

Проведено економіко-організаційні розрахунки, якими обґрунтовано доцільність і рентабельність проектованої технологічної схеми.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		103

Проаналізовано шкідливі виробничі та невиробничі фактори, відповідно до яких було прийнято заходи з вдосконалення і забезпечення належних і гідних умов праці.

Проаналізована екологічна небезпека виробництва, розраховано податок за викид димових газів в атмосферу та запропонований спосіб очистки їх від оксидів азоту.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						104
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Атрощенко В. И. Технология связанного азота [Текст]: учебн. для студ. химико-технол. спец. / В. И. Атрощенко, А. М. Алексеев, А. П. Засорин, И. М. Каганский – К.: Вища школа. 1985. – 327 с.
2. Краткий справочник физико-химических величин. /Под ред. А.А. Равделя, А.М. Пономаревой – [8-ое изд., перераб.]. – Л.: Химия, 1983. – 232 с.
3. Справочник азотчика [Текст]: в 2-х т. Т. 1.: Физико-химические свойства газов и жидкостей. Производство технологических газов. Очистка технологических газов. Синтез амиака. Синтез метанола. / общ. ред. Е. Я. Мельников. – М. : Химия, 1967. – 492 с. : ил.
4. Постійний технологічний регламент виробництва аміаку/ ПАТ «Рівне-Азот», 2015 - 319 с.
5. Атрощенко В. И. Технология связанного азота [Текст]: учебн. для студ. химико-технол. спец. / В. И. Атрощенко, А. М. Алексеев, А. П. Засорин, И. М. Каганский – К.: Вища школа. 1985. – С. 129–132. – Библиогр.: с 132 – ISSN 1810-0546.
6. Производство технологических газов для синтеза аммиака и метанола из углеводных. / [А.Г. Лейбиш, В.П. Семенов, Л.С. Казановский и др.]; под ред. А.Г. Лейбиша – М: Химия, 1971. – 286 с.
7. Краткий справочник физико-химических величин. /Под ред. А.А. Равделя, К.П. Мищенко – [7-ое изд., перераб.]. – Л.: Химия, 1974. – 200 с.
8. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л. Л. Технологія зв'язаного азоту: підручник / Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, О. Я ЛОБОЙКО та ін. – Харків.: НТУ “ХПІ”, 2007. - 536 с. – ISBN 978-966-384-070-3.
9. ГОСТ 5542–87. Газы горючі природні для промислового та комунального призначення. Загальні технічні вимоги і методи випробувань [Текст]. – Чинний від 01.01.1994. – К.: Держстандарт України, 1995. – 49 с. : іл.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		105

10. ГОСТ 6621–90. Аміак. Загальні технічні вимоги і методи випробувань [Текст] – Чинний від 22.11.1992 – К.: Держстандарт України, 1995. – 32 с.

11. Лашинский А.А. Конструирование сварных химических аппаратов: Справочник. – Л.: Машиностроение, 1981. – 382 с.

12. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. **Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии**. Учебное пособие для вузов / Под ред. чл. –корр. АН СССР П. Г. Романкова. – [10-е изд., перераб. и доп]. - Л.: Химия, 1987. - 576 с., ил.

13. ДСН 3.3.6.042–99. Санітарні норми мікроклімату виробничих приміщень [Текст] – Чинний від 01.12.1999 – К.: Держстандарт України, 1999. – 11 с.

14. ДБН 2.5. –28–2006. Природне і штучне освітлення. Державні будівельні норми приміщень [Текст] – Чинний від 15.05.2006 – К.: Держстандарт України, 2006. – 16 с.

15. Лампы электрические [Електронний ресурс] / Режим доступа: <http://www.lampa.kiev.ua/html>, свободный. – Загол. с экрана. – Язык рус.

16. ДСН 3.3.6.037–99. Санітарні норми виробничого шуму, ультразвуку та інфразвуку. Державні санітарні норми [Текст] – Чинний від 01.12.1999 – К.: Держстандарт України, 1999. – 33 с.

17. ГОСТ 12.1.038 – 82. Электробезопасность. Система стандартов безопасности труда. [Текст] – Действующий от 01.07.2001 –К.: Межгосударственный стандарт, 2001. – 6 с.

18. Розділ VIII. Екологічний податок [Електронний ресурс] / Режим доступу: <http://sfs.gov.ua/nk/rozdil-viii--ekologichniy-poda/>, вільний. – Загол. з екрану. – Мова укр.

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		106

19. Очищення газів від оксидів азоту [Електронний ресурс] / Режим доступу: <http://pidruchniki.com/1880041341659/ekologiya/ochischennya>, вільний. – Загол. з екрану. – Мова укр.

20. Спосіб очищення димових газів від оксидів азоту [Електронний ресурс] / Режим доступу: <http://findpatent.com.ua/patent/229/2296000.html>, вільний. – Загол. з екрану. – Мова укр.

21. Катализаторы КСМ и КСМ–Х [Електронний ресурс] / Режим доступу: <http://ahmadullins.com/production/katalizator-ksm>, свободный. – Загол. с экрана. – Язык рус.

22. Спосіб очищення синтез-газу від сполук сірки, ціаніду водню, мурашиної кислоти та її похідних [Текст] : Патент України 100395 на корисну модель : МПК C01B 3/58, B01D 53/86 / Н.Е. Хейлунд, Осберг К.Д.; заявник і патентовласник Н.Е. Хейлунд ; заявл 12.01.2012 ; опубл. 25.12.2012 – 3 с.

23. Методичні рекомендації до виконання дипломного проекту освітньо-кваліфікаційного рівня «бакалавр» професійного спрямування «Хімічні технології неорганічних речовин» хіміко-технологічного факультету. /Укладачі: проф. Астрелін І.М., доц. Концевой А.Л., доц. Лукінюк М.В., доц. Підлісна О.А., ст.викл. Концевой С.А. – НТУУ «КПІ», 2014. – 83 с.

24. Бабіченко А. К. Промислові засоби автоматизації: навч. посіб.: У 2 ч. / А. К. Бабіченко, В. І. Тошинський, В. С. Михайлов та ін. ; за заг. ред. А. К. Бабіченка. – Харків: НТУ «ХПІ», 2003. – Ч. 1. Вимірювальні пристрої. – 470 с. : іл. – Бібліогр.: с. 467. – 500 пр. – ISBN 966-593-232-2.

25. Підлісна О.А. Методичні вказівки до виконання організаційно-економічної частини дипломних проектів для студентів хіміко-технологічних спеціальностей усіх форм навчання / Уклад.: О.А. Підлісна, В.В. Янковий, М.П. Дорошенко. – К.: ІВЦ „Видавництво „Політехніка”, 2002 – 28 с. – Бібліогр. с. 25-27.

26. Методичні вказівки до виконання розділу «Охорона праці» в дипломних проектах і роботах бакалаврів хіміко-технологічного і біотехнологічного

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						107
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

та біотехніки факультетів» / Уклад.: А.Т. Орленко, Н.А. Праховнік, Ю.О. Полукаров - К.: НТУУ «КПІ», 2011. - 33 с.

27. Лукінюк М. В. Контроль і керування хіміко-технологічними процесами: У 2 кн. 2. Керування хіміко-технологічними процесами: навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом: «Хімічна технологія та інженерія»/М. В. Лукінюк. – К.:НТУУ «КПІ», 2012.– 336 с.: іл. – Біблігр.: с. 331–332. – 300 пр. – ISBN 978-966-622-520-0. – ISBN 978-966-622-531-6 (Кн. 2).

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						108
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ДОДАТОК А

					ХН 2208 1440 001 ПЗ	Арк.
						109
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ДОДАТКИ

Таблиця А.1 – Специфікація устаткування, виробів і матеріалів

Позиція на схемі	Назва параметру	Середовище, місце відбору інформації	Граничне значення параметра	Місце монтажу	Назва, технічна характеристика	Тип, марка моделі	Код	Завод-виробник	Кількість
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
УСТАТКУВАННЯ ТА ПРИЛАДИ									
1-1	Температура	АВС, трубопроводи	420 °С	Трубопровід 28	Термоперетворювач опору мідний з уніфікованим вихідним сигналом, НСХ 50П, захисна арматура – сталь 10Х18Н10Т, діапазон вимірювання 200...600 °С, $P_{\max} = 50$ МПа, довжина монтажної частини 100...1000 мм; граничнодопустима похибка 0,4 %; $I_{\text{вих}}=0...5$ мА	ТСПУ-0288		НВФ «АГАТ-1», М. Харків	2 од.
6-1			460 °С	–					
10-1	–	–	220 °С	–	Термоперетворювач опору мідний з уніфікованим вихідним сигналом, НСХ 50П, захисна арматура – сталь 10Х18Н10Т, діапазон вимірювання 200...300 °С, $P_{\max} = 50$ МПа, довжина монтажної частини 100...1000 мм; граничнодопустима похибка 0,4 %; $I_{\text{вих}}=0...5$ мА	ТСПУ-0288		НВФ «АГАТ-1», М. Харків	2 од.
12-1			260 °С	Трубопровід 29					
13-1	–	–	180 °С	–	Термоперетворювач опору мідний з уніфікованим вихідним сигналом, НСХ 50П, захисна арматура – сталь 10Х18Н10Т, діапазон вимірювання 100...200 °С, $P_{\max} = 50$ МПа, довжина монтажної частини 100...1000 мм; граничнодопустима похибка 0,4 %; $I_{\text{вих}}=0...5$ мА	ТСПУ-0288		НВФ «АГАТ-1», М. Харків	1 од.
14-1	–	–	140 °С	Трубопровід 30	Термоперетворювач опору мідний з уніфікованим вихідним сигналом, НСХ 50П, захисна арматура – сталь 10Х18Н10Т, діапазон вимірювання 100...150 °С, $P_{\max} = 50$ МПа, довжина монтажної частини 100...1000 мм; граничнодопустима похибка 1 %; $I_{\text{вих}}=0...5$ мА	ТСМУ-0288		НВФ «АГАТ-1», М. Харків	4 од.
15-1			123 °С						
16-1			109 °С						
17-1			103 °С						
1-2 7-3 10-2 12-2	–	–	–	Щит керування	Автоматичний показувальний і реєструвальний вторинний прилад; вхідні сигнали: 0...5 мА, 4...20 мА; НСХ перетворювачів: термоелектричних – В, К, L, S, опору – 50П, 100П, 50М, 100М	ДИСК-250ДД		ЗАТ „Промышленная группа «Метран»”, м. Челябинськ	4 од.

Продовження таблиці А.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
6-2 13-2 14-2 15-2 16-2 17-2	—	—	—	Щит ке- рування	Автоматичний показувальний і реєструвальний вторин- ний прилад із вбудованим пневматичним пропорційно- інтегральним регулятором; вхідні сигнали: 0...5 мА, 4...20 мА; НСХ перетворювачів: термоелектричних – В, К, L, S, опору – 50П, 100П, 50М, 100М; $P_{вих}=20...100$ кПа	ДИСК- 250В4		ЗАТ „Промыш- ленная группа «Метран»”, м. Челябинськ	6 од.
2-1	Витра- та	АВС	95000 м ³ /год	Трубоп- ровід 28	Діафрагма стандартна камерна, $P_y = 0,25$ МПа; $D_{тр} = 400$ мм	ДКС 0,25-400		ВАТ «Промпри- лад», м. Івано- Франківськ	7 од.
3-1 4-1 11-1				Трубоп- ровід 29					
5-1		Вода		Трубоп- ровід 1					
8-1 9-1		АВС	95000 м ³ /год	Трубоп- ровід 30					
2-2 3-2 4-2 5-2 8-2 9-2 11-2				Місце- вий	Дифманометр безшкальний пневматичний із квадратич- ною функцією перетворення; $\Delta P_{max} = 40$ кПа; клас точності 1; $P_{вих} = 20...100$ кПа	13ДД11 (мод. 720)		ВО «Теплопри- бор», м. Рязань	7 од.
2-3 3-3 4-3 5-3 8-3 9-3 11-3				Щит ке- рування	Прилад вторинний пневматичний показувальний реєстру- вальний; витрата повітря живлення – 6,5 л/хв, $P_{жив} =$ $=0,14$ МПа, $P_{вих} = 20...100$ кПа	ПКП.1П		АТ «Саранский приборострои- тельный завод», м. Саранськ	7 од.

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
2-4 3-4 4-4 5-4 8-4 9-4 11-4				Щит керування	Регулятор пневматичний пропорційно-інтегральний (система СТАРТ); витрата повітря живлення – 4,5 л/хв, $P_{\text{жив}} = 0,14 \text{ МПа}$, $P_{\text{вих}} = 20 \dots 100 \text{ кПа}$	ФР0091		АТ «ТИЗПРИБОР», м. Москва	7 од.
7-1	Концентрація	CO	0,3 %	Трубопровід 30	Первинний (проточний) перетворювач кондуктометричного аналізатора рідини АЖК-1; діапазон вимірювання $0 \dots 10$, $0 \dots 100$, $0 \dots 1000 \text{ мСм/см}$; температура робочого середовища $0 \dots 100 \text{ }^\circ\text{C}$, граничнодопустима осн. зведена похибка аналізаторів питомої електропровідності – до 2	АЖК-1.1		НВО «Автоматика», м. Володимир	1 од.
7-2				Місцевий	Вторинний прилад кондуктометричного аналізатора рідини кондуктометричного АЖК-1 (з'єднаний із первинним перетворювачем трипровідною лінією)	АЖК-1.2		НВО «Автоматика», м. Володимир	1 од.
2-5 3-5 4-5 5-5 6-3 8-5 9-5 11-5 13-3 14-3 15-3 16-3 17-3				Трубопровід	Механізм виконавчий мембранний пневматичний прямої дії з позиціонером ПП-1.25 і боковим дублером; робоча хода штока (залежно від діаметра мембрани: 160, 200, 250, 320, 400, 500 мм) 10, 16, 25, 40, 60 мм; $P_{\text{живл}} = 0,25 \text{ МПа}$	МИМП ППХ 05		ВАТ «Прикарпатпромарматура», м. Івано-Франківськ	13 од.

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
2-7 3-7 4-7 5-7 6-4 8-7 9-7 11-7 13-4 14-4 15-4 16-4 17-4				Щит керування	Перетворювач електропневматичний, $I_{вх} = 0 \dots 5$ мА, $P_{вих} = 20 \dots 100$ кПа; граничнодопустима основна похибка $\pm 0,5$; $P_{жив} = 140$ кПа; діапазон робочих температур $(-30) \dots 50$ °С	МТМ 810		ТОВ НВП «Мікротерм», м. Сіверодонецьк	13 од.
2-6 3-6 4-6 5-6 8-6 9-6 11-6				Щит керування	Перетворювач пневмоелектричний, $P_{вх} = 20 \dots 100$ кПа; $I_{вих} = 0 \dots 5$ (0...20 мА, 4...20 мА); граничнодопустима основна зведена похибка $\pm 0,5$; $P_{max} = 400$ кПа; $P_{жив} = 140$ кПа; діапазон робочих температур $5 \dots 50$ °С; монтаж на Din-рейку; індикація вимірюваного параметра; інтерфейс RS-485	МТМ 4000PI		ТОВ НВП «Мікротерм», м. Сіверодонецьк	7 од.
ЕЛЕКТРОАПАРАТИ									
SB1, SB2				Щит керування	Пост управління кнопковий, кількість елементів управління – 2; номінальна напруга ізоляції (за змінного струму частотою 50/60 Гц) 660 В, номінальний тепловий струм 10 А; температура довкілля від (-40) °С до 40 °С, відносна вологість повітря 98 %, комутаційна зносостійкість 1 000 000 циклів	ПКУ-123-11		ЗАТ «Променергоавтоматика», м. Київ	2 од.
SA1				Місцевий	Кнопка запобіжного вимикання; номінальна робоча напруга: змінна (частота 50/60 Гц) 660 В, постійна – 440 В, номінальний тепловий струм – 10 А	КМЕ-5111 УЗ		ТОВ «Кам'янець-Подільський електромеханічний завод»	1 од.

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
МП1				Місцевий	Пускач магнітний безконтактний нереверсивний з тепловим реле РТТ-326 136-160А, кнопками «ПУСК» і «СТОП» для керування трифазним асинхронним електродивугом з короткозамкнутим ротором(привод насосу); номінальний робочий струм 160 А; додаткові контакти: 2 н. р. і 2 н. з.; номінальна робоча напруга 220, 380, 660 В, номінальна потужність 45 кВт; можуть застосовуватись у схемах з мікропроцесорною технікою	ПМ12-160210 У2 В		ВАТ «Кашинський завод електроапаратури», м. Москва	1 од.
HL1				Щит керування	Лампа сигнальна світлодіодна із зеленим індикатором («ПУСК»), $U_{\text{жив}} = 220 \text{ В}$, 50/60 Гц	ЛС 47-1		«ІЕК Україна», м. Київ	1 од.
HL2				Щит керування	Лампа сигнальна світлодіодна із зеленим індикатором («СТОП»), $U_{\text{жив}} = 220 \text{ В}$, 50/60 Гц	ЛС 47-1		«ІЕК Україна», м. Київ	1 од.