

СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
імені Володимира Даля

Факультет \_\_\_\_\_ інженерії \_\_\_\_\_  
(повне найменування факультету)  
Кафедра \_\_\_\_\_ хімічної інженерії та екології \_\_\_\_\_  
(повна назва кафедри)

**ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА**

до дипломного проекту (роботи)

освітньо-кваліфікаційного рівня \_\_\_\_\_ бакалавр \_\_\_\_\_  
(бакалавр, спеціаліст, магістр)

напряму підготовки \_\_\_\_\_ 16 – хімічна та біоінженерія \_\_\_\_\_  
(шифр і назва напряму підготовки)

спеціальності \_\_\_\_\_ 161 – Хімічні технології та інженерія \_\_\_\_\_  
(шифр і назва спеціальності)

на тему: Проект виробництва метанолу потужністю 170 тис. т/рік з розробкою стадії синтезу

Виконав: студент групи \_\_\_\_\_ ХТ-17Д \_\_\_\_\_

Дубровська К.С.

(прізвище, та ініціали)

.....  
(підпис)

Керівник \_\_\_\_\_ Зубцов Є.І. \_\_\_\_\_

(прізвище та ініціали)

.....  
(підпис)

Завідувач кафедрою \_\_\_\_\_ Суворін О.В. \_\_\_\_\_

(прізвище та ініціали)

.....  
(підпис)

Рецензент \_\_\_\_\_ Глікiна І.М. \_\_\_\_\_

(прізвище та ініціали)

.....  
(підпис)

Севєродонецьк – 2021 р.

**СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
імені Володимира Даля**

Факультет \_\_\_\_\_ інженерії \_\_\_\_\_  
Кафедра \_\_\_\_\_ хімічної інженерії та екології \_\_\_\_\_  
Освітньо-кваліфікаційний рівень \_\_\_\_\_ бакалавр \_\_\_\_\_  
(бакалавр, спеціаліст, магістр)  
Напрямок підготовки \_\_\_\_\_ 16 – хімічна та біоінженерія \_\_\_\_\_  
(шифр і назва)  
Спеціальність \_\_\_\_\_ 161 – Хімічні технології та інженерія \_\_\_\_\_  
(шифр і назва)

**ЗАТВЕРДЖУЮ:**

Зав. кафедрою ХІЕ

О.В. Суворін

" \_\_\_\_\_ " \_\_\_\_\_ 2021р.

**ЗАВДАННЯ**

**НА ДИПЛОМНИЙ ПРОЕКТ (РОБОТУ) СТУДЕНТУ**

Дубровській Катерині Сергіївні

**1. Тема проекту (роботи):**

Проект виробництва метанолу  
потужністю 170 тис. т/рік  
з розробкою стадії синтезу

Керівник проекту (роботи) Зубцов Є.І., к.т.н., доцент

(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом по університету від 18.03.2021 р. №54/15.25

**2. Строк подання студентом проекту (роботи) – 14 червня 2021 р.**

**3. Вихідні дані до проекту (роботи): літературні, патентні та регламентні дані.**

**4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити):**

Вступ. 1. Стислий аналітичний огляд з обґрунтуванням методу виробництва. 2. Характеристика сировини, напівфабрикатів, готової продукції. 3. Опис технологічної схеми. 4. Матеріальні і теплові баланси. 5. Вибір і розрахунок основного апарату. 6. Вибір допоміжного обладнання. 7. Контроль роботи, норми і правила обслуговування основного апарату. 8. Ресурсозбереження і охорона навколишнього середовища. 9. Охорона праці. Висновки. Література.

**5. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень):**

1. Технологічна схема стадії синтезу метанолу з КВП і А (1 аркуш).
2. Креслення основного апарату (1 аркуш).
3. Деталювання основного апарату (1 аркуш).

**6. Дата видачі завдання – 28 березня 2021 року.**

## КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

Пор №	Назва етапів дипломної роботи (проекту)	Термін виконання етапів проекту (роботи)	Примітка
1	Вступ	25.04.2021	
2	Стислий аналітичний огляд з обґрунтуванням методу виробництва	02.05.2021	
3	Характеристика сировини, напівфабрикатів, готової продукції	10.05.2021	
4	Опис технологічної схеми	17.05.2021	
5	Матеріальні і теплові баланси	24.05.2021	
6	Вибір і розрахунок основного апарату	31.05.2021	
7	Контроль роботи, норми і правила обслуговування основного апарату	04.06.2021	
8	Ресурсозбереження і охорона навколишнього середовища	06.06.2021	
9	Охорона праці	08.05.2021	
10	Висновки	09.06.2021	
11	Креслення технологічної схеми	10.06.2021	
12	Креслення основного апарату	12.06.2021	
13	Деталювання основного апарату	14.06.2021	

Студент

\_\_\_\_\_ (підпис)

Дубровська К.С.

(прізвище та ініціали)

Керівник проекту (роботи)

\_\_\_\_\_

Зубцов Є.І.

Формат	Зона	Поз.	Позначення	Найменування	Кількість	Примітка
				<u>Текстові документи</u>		
A4		1	ПД 07.01. ПЗ	Пояснювальна записка		
				<u>Графічні документи</u>		
A4		2	ПД 07.02.СХ	Технологічна схема стадії синтезу метанола з КВП і А	1	
A4		3	ПД 07.03.Сб	Креслення основного апарату	1	
A4		4	ПД 07.04.001	Деталювання основного апарату	1	

					<i>ПД 07.01. ПЗ</i>					
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>						
<i>Розроб.</i>		<i>Дубровська</i>			<i>Відомість</i>					
<i>Перев.</i>		<i>Зубцов Є.І.</i>						<i>Лім.</i>	<i>Аркуш</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Консульт.</i>										
<i>Н. Контр.</i>		<i>Зубцов Є.І.</i>								
<i>Затв.</i>		<i>Суворін О.В.</i>								
					<i>СНУ ім. В.Даля гр. ХТ-17д</i>					

## Реферат

Дипломний проект за темою «Проект виробництва метанолу потужністю 170 тис. т/рік з розробкою стадії синтезу» складається з пояснювальної записки, що містить 109 сторінок, 25 таблиць, 4 рисунки, використано 22 найменування літературних джерел. Графічна частина – 3 листи.

МЕТАНОЛ, ФУНКЦІОНАЛ, СИНТЕЗ, ГАЗ ЦИРКУЛЯЦІЙНИЙ, ГАЗ ПРОДУВНИЙ, РЕАКТОР СИНТЕЗУ, КАТАЛІЗАТОР, ВОДЕНЬ, ОКСИД ВУГЛЕЦЮ (II, IV).

Метою завдання є розробка стадії синтезу у виробництві метанолу потужністю 170 тис. т/рік.

Розроблена технологічна схема стадії синтезу метанолу, виконані матеріальний і тепловий баланси, розрахунок основного апарату – реактору синтезу.

Представлені фізико-хімічні характеристики основних і проміжних продуктів процесу, вказані кількість джерел забруднення, їх характеристики, норми утворення відходів, надана характеристика виробничих небезпек, методи і засоби їх запобігання, а також особливі вимоги безпеки. Розглянуті питання, що стосуються автоматизації технологічного процесу та екології в проєктованому виробництві.

Виходячи з проведених розрахунків можна зробити висновок, що при розсіюванні викиду навколишньому середовищу не буде причинено шкоди. Заходи по забезпеченню охорони навколишнього середовища не потрібні.

## Зміст

Вступ	7
1 Стислий аналітичний огляд з обґрунтуванням методу виробництва	9
2 Характеристика сировини, напівфабрикатів, готової продукції	36
3 Опис технологічної схеми	44
4 Матеріальні і теплові розрахунки	48
5 Вибір і розрахунок основного апарату	63
6 Вибір допоміжного обладнання	68
7 Контроль роботи, норми і правила обслуговування основного апарату	70
8 Ресурсозбереження і охорона навколишнього середовища	80
9 Охорона праці	94
Висновки	107
Література	108

## Вступ

Випуск метанолу є одним з самих великотоннажних хімічних виробництв. Щорічне збільшення попиту на цей продукт хімічною і паливною промисловостями зумовлює постійне збільшення об'єму випуску метанолу.

В хімічній промисловості метанол використовується у виробництві формальдегіду, метилметакрилату, діметилтерефталату, синтетичного ізопренового каучуку, застосовується у виробництві фотоплівки, різних амінів, полівінілхлоридних і карбамідних смол, фарбників, отрут (хлорофосу, карбофоса, метілброміда). За останнє десятиліття намітилися перспективніші напрями використання метанолу: виробництво оцтової кислоти, в якості моторного палива або високооктанової добавки до нього, очищення стічних вод, застосування в нових хімічних синтезах (отримання етиленгліколю, вінілацетату, ацетальдегіду, стиролу, олефінів і ароматичних вуглеводів), виробництво білково-вітамінних концентратів, використання в якості енергоносія в комбінованих циклах, застосування як розчинника при спалюванні вугілля і ін. [1].

У зв'язку з обмеженістю запасів нафти і природного газу метанол висувається як альтернативний енергоносіє і хімічна сировина. Виробництво метанолу можливе на базі твердих палив (вугілля, сланці, природні карбонати і ін.), запаси яких значно перевершують ресурси природного газу і нафти.

За період 1990-2000 рр. виробництво метанолу подвоїлося. За цей час введені в експлуатацію нові, могутніші (до 1 млн.т/рік.) агрегати, автономні в енергетичному відношенні та високоефективні до витрати сировини.

Найбільш раціональними з погляду технології сировиною для синтезу метанолу є природний газ і газифікований нафтовидобутку, хоча метанол можна одержувати з різних твердих видів сировини (вугілля, кокс). Синтез метанолу проводять при різноманітних тисках та температурах. Відповідно чим більше тиск тим менше температура протікання процесу.

Вперше виявлений Боулем в 1661 р. в продуктах сухої перегонки деревини, метанол в чистому вигляді був виділений лише через два сторіччя, в 1834 р., Думасом і Пеліготом. В цей же час була встановлена і його хімічна формула. А в 1857 р. Бертло синтезував метанол омиленням метилхлориду.

Виробництво метанолу з оксидів вуглецю і водню вперше було здійснене в Германії в 1923 р. Процес проводився під тиском від 25 до 35 МПа на цинкхромовому каталізаторі при температурах від 320 до 380°C. Завдяки ряду економічних і технічних переваг метод отримав швидкий повсюдний розвиток і безперервно удосконалювався на всіх стадіях процесу. До теперішнього часу збільшилися масштаби виробництва, змінилася структура сировинної бази, різко розширився круг споживачів метанолу [2, 3].

У 60-х роках в Англії був розроблений і освоєний промисловістю синтез метанолу під тиском близько 5 МПа на мідьвміщуючому низькотемпературному каталізаторі. Це підняло виробництво метанолу на новий технічний рівень, спростило апаратне оформлення стадії синтезу, поліпшило якість метанолу-сирцю і економічні показники процесу.

Основними виробниками метанолу за кордоном є США, Японія, Англія, Франція, Італія, Росія. Організуються великотоннажні виробництва метанолу в країнах, багатих природним і нафтовими газами. Це пов'язано з перспективою використання метанолу для енергетичних цілей і перевагами його транспортування в порівнянні з природним газом [4, 5].

Даний дипломний проект присвячений вдосконаленню технології виробництва метанолу, зокрема стадії синтезу.



## 1 Стислий аналітичний огляд з обґрунтуванням методу виробництва

До останнього часу метанол в промислових умовах синтезували на цинкохромовому каталізаторі при високому тиску  $(245,16 - 392,26) \cdot 10^5$  і Па температурі від 300 до 400 °С. У цих умовах виходить метанол-сирець, що містить від 3 до 6% домішок в перерахунку на органічну частину.

Промислове здійснення синтезу метанолу співпало з періодом швидкого розвитку досліджень в області гетерогенного каталізу. Особливо бурхливими темпами йшло випробування каталітичних властивостей різних матеріалів, пошук нових каталізаторів.

В кінці 20-х років на підставі результатів досліджень було виділено дві групи найбільш цінних каталізаторів: каталізатори що містять мідь і цинкхромові. Продуктивність каталізаторів що містять мідь по метанолу в оптимальних умовах складає 1,5 - 2 л/(л·год) при 15 МПа, цинк хромових – 1,0 – 1,5 л/(л·год) при 30 МПа. Зіставляючи ці дані з результатами сучасних розробок, можна констатувати, що рівень активності каталізаторів що містять мідь і цинкхромових мало змінилася за ці роки. У 20–30-і роки були закладені основи сучасних методів приготування каталізаторів: соосадження і змішення оксидів.

Перше покоління промислових каталізаторів склали цинкхромові каталізатори, вперше запропоновані фірмою BASF. Вони широко застосовувалися і досліджувалися в подальші роки. Перевага цинкхромових каталізаторів перед каталізаторами що містять мідь була обумовлена високою чутливістю останніх до каталітичних отрут.

Розвиток способів очищення зіграв вирішальну роль у витисканні цинкхромових каталізаторів каталізаторами другого покоління, в основі яких використовуються мідь-змістовні системи. Не останню роль в цьому зіграла якість метанолу, вміст домішок в якому істотно знижується при використанні каталізаторів що містять мідь.

Склад каталізаторів що містять мідь, рекомендуються або використовуюються в промисловості, відрізняється значною різноманітністю.

Проте, можна виділити дві провідні композиції: мідьцинкові і мідьцинкхромові оксидні системи, в яких співвідношення окремих компонентів, природа і кількість домішок, що вводяться, змінюються в широких інтервалах.

Відзначимо також один з перших промислових каталізаторів, що містить 49% Cu, 18% Zn, 3,5% Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

Спектр складів і показників, що заявляються, достатньо широкий. У патенті фірми ICI, який можна рахувати одним з основних, зміст компонентів мідьцинкалюмінієвого каталізатору, що рекомендується, складає: мідь – не менше 20%, переважно більше 35%; цинк – менше 70%, переважно від 15 до 50%; важко відновлюваний оксид металу II – IV групи (алюміній, магній і ін.) від 4 до 20%. Проте практично склад промислових каталізаторів достатньо близький до стандарту і зазвичай складає, %(мас.): Cu – 50-70; ZnO – 20-30; Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> – 5-15. Продуктивність подібних каталізаторів, складає після сотень годин експлуатації 1 – 1,5 кг метанолу на 1 л каталізатора в 1 год [250°C; 5 МПа; 40000 год<sup>-1</sup>; суміш CO – 10% (об.), CO<sub>2</sub> – 10% (об.), H<sub>2</sub> – 80% (об.)]. Приведені вельми високі значення продуктивності каталізатора не реалізуються в промисловій практиці, де ці значення для різних технологічних систем складають 0,1 – 0,3 кг/(л·год) при 5 МПа.

Оптимальний склад відповідає 35% (мас.) CuO, 45% ZnO, 20% Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, що досить сильно відрізняється від складу вживаних каталізаторів.

Аналогічно розрізняються склади мідьцинкових каталізаторів. У патенті фірми ICI вказані склади 25 – 90% Cu, 8 – 60% Zn, 2 – 30% Cr; у інших патентах 10 – 20% (мас.) Cu, 60 – 80% ZnO, 10 – 20% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, 50 – 57% CuO, 29 – 34% ZnO, 14 – 16% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Аналогічні вітчизняні каталізатори, вживані в промисловості, - це згадуваний вже каталізатор СНМ – 1 [52 – 54% (мас.) CuO, 24 – 28% ZnO, 5 –

6%  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ], близькі по складу до каталізатора фірми ICI, медьцинкові каталізатори СМС – 5.

Основні переваги мідь змістовних каталізаторів визначаються можливістю проведення синтезу метанолу щодо низьких температур і тиску, що спричиняє за собою різке підвищення якості отриманого метанолу: вміст домішок в органічній частині метанолу-сирцю зменшується майже на порядок. Основний недолік каталізаторів, що містять мідь, пов'язаний з їх щодо низькою стабільністю, що обмежує термін експлуатації до 1 – 2 років [2].

В даний час для виробництва метанолу розроблені низькотемпературні мідьвміщуючі каталізатори, що забезпечують зниження тиску і температури на стадії синтезу. Тиск синтезу  $(39,23 - 147,09) \cdot 10^5$  Па, температура від 210 до 320 °С.

З метою підвищення ефективності виробництва і поліпшення техніко-економічних показників розроблені турбокомпресори для компримування початкового і циркуляційного газів, холодильники-конденсатори повітряноохолоджувальні, безкисневі методи конверсії вуглеводневої сировини при підвищеному тиску, розробляються енерготехнологічні схеми, що передбачають максимальну утилізацію тепла.

Вищеперелічені заходи дозволили понизити собівартість метанолу, підвищити продуктивність праці, зменшити кількість побічних речовин в метанолі-сирці до 0,2 -0,8% (у перерахунку на органічну частину), спростити апаратне оформлення і обслуговування агрегату.

У зв'язку з розширенням сфер використання метанолу і зростанням його споживання на базі нової передової технології створюються крупні агрегати потужністю 300 тис. т в рік і вище [3].

Промисловий синтез метанолу з оксидів вуглецю і водню при низьких температурах (200-300°C) може бути проведений при різних тисках. Природно, при зміні тиску міняються і фізико-хімічні властивості реагуючих компонентів

(щільність, в'язкість, швидкість дифузії, здатність до адсорбції і т.п. ). І хоча загальні закономірності процесу утворення метанолу зберігаються, вплив окремих технологічних факторів на його вихід (продуктивність каталізатора), зміст і склад домішок буде різний. З підвищенням тиску за інших рівних умов збільшується також рівноважний зміст метанолу в газі.

У результаті досліджень останніх років визначені три області тисків, при яких здійснюється або намічається до здійснення промислової синтез: 3,9-5,9, 8,8-14,7 і 24,5-39,2 МПа. Для кожної з них запропоновані свої мідьвміщуючі каталізатори, що розрізняються вмістом міді і складом термостійких домішок [4].

Синтез під тиском 3,9-5,9 МПа. Для виробництва метанолу в цьому інтервалі тисків використовують мідь-цинк-алюмінієві каталізатори. У нашій країні такий каталізатор відомий під маркою СНМ-1. Дуже висока активність каталізатора в початковий період дозволяє працювати вже при температурі газу на вході в колону, рівної 210-215<sup>0</sup>С. Однак згодом активність каталізатора на першій полиці трохи знижується, тому через 5-6 місяців роботи температуру газу на вході в зону реакції приходиться підвищувати до 225-235<sup>0</sup>С. У результаті зростає і температура газу на виході з колони.

Відомо, що при синтезі метанолу на мідьвміщуючих каталізаторах продуктивність і особливо тривалість експлуатації каталізаторів у більшому ступені залежать від вмісту діоксиду вуглецю в циркуляційному газі. Максимальний вихід метанолу на мідьвміщуючих каталізаторах спостерігається при вмісті діоксиду вуглецю в межах 4,5-5,5%(об.)

З підвищенням вмісту інертних компонентів у газі продуктивність каталізатора зменшується. Особливо різко це помітно в інтервалі концентрацій рівному 15-25% (об.).

Продуктивність каталізатора залежить також від об'ємної швидкості газу, вибір якої для промислових агрегатів обумовлений активністю каталізатора,

складу газу, опором системи, конструктивними особливостями реактора синтезу й економічних розумінь [3].

Синтез під тиском 9,8-15,0 МПа. У світовій промисловій практиці упроваджені виробництва метанолу на низькотемпературних каталізаторах під тиском 4,9 МПа потужністю 100-300 тис. тонн у рік. Подальше підвищення продуктивності стримується різким збільшенням габаритів устаткування і комунікацій. У зв'язку з цим розроблені низькотемпературні каталізатори для тисків у циклі синтезу 9,8-29,4 МПа, на яких вивчене вплив технологічних параметрів процесу на вихід метанолу. Закономірності синтезу в основному зберігаються, однак зміна парціальних тисків компонентів і їхньої стискальності накладають на процес свої особливості.

Температура процесу є одним з найважливіших технологічних параметрів експлуатації промислових виробництв. При її підвищенні продуктивність усіх каталізаторів проходить через максимум. Робоча температура синтезу залежить від активності каталізатора: чим активніше каталізатор, тим при більш низькій температурі утвориться метанол із прийнятною для промислових умов швидкістю. Оптимальна температура процесу при цьому буде також більш низкою і для різних каталізаторів складе: СНМ-1 - 260°C, СНМ-3 - 270°C, СНМ-2 - 280°C [2].

Для розробки економічно більш доцільної схеми важливо знати вплив змісту реагуючих компонентів у циркуляційному газі на продуктивність каталізатора.

Порівнюючи залежності продуктивності каталізатора від параметрів процесу під тиском 5 і 10 МПа, можна зробити висновок, що з підвищенням тиску вплив технологічних факторів позначається більш помітно.

Зі збільшенням температури від 220 до 300°C при тиску 9,8 МПа підвищується ступінь наближення до рівноваги. Низький ступінь наближення до рівноваги дозволяє проводити процес з меншою об'ємною швидкістю газу.

Але при проведенні процесу в промислових умовах необхідно відводити тепло реакції утворення метанолу, тобто підвищувати об'ємну швидкість. У той

же час підвищення кратності циркуляції (збільшення  $\omega$ ) збільшує витрата енергії. У даному випадку в наявності ряд протидіючих факторів.

Також важливо знати вплив вмісту реагуючих компонентів у циркуляційному газі на продуктивність каталізатора. При зниженні концентрації оксиду вуглецю в циклі від 23 до 5% (об.) продуктивність каталізатора СНМ-3 проходить через максимум, обумовлений зміною співвідношення реагуючих компонентів. Оптимальне значення функціонала знаходиться в межах 2,3-3,5, співвідношення  $H_2:CO$  при цьому складає 3,1-4,9.

При збільшенні концентрації діоксиду вуглецю в циркуляційному газі продуктивність каталізатора проходить також через максимум (тиск 9,8 МПа, температура 260°C, об'ємна швидкість газу  $15 \cdot 10^3 \text{ ч}^{-1}$ ,  $H_2:CO=5$ ).

Найбільш кращий зміст діоксиду вуглецю в циклі складає 4,5-7,0% (об.). Ступінь перетворення вуглецьвміщеної сировини в метанол при цьому за один цикл знаходиться; на рівні 45% (об.) [2].

Синтез під тиском 19,6-29,4 МПа. Збільшення потужності одноагрегатних виробництв метанолу під низьким тиском утрудняється створенням і транспортуванням великогабаритного устаткування. В даний час розроблені виробництва метанолу під тиском до 10,0 МПа потужністю до 400 тис. тонн в одному реакторі. При подальшому збільшенні одиничної потужності агрегатів розумно підвищувати тиск у циклі синтезу.

Хімічний склад низькотемпературних каталізаторів, застосовуваних при синтезі метанолу і конверсії оксиду вуглецю, ідентичний. У зв'язку з цим дослідники, що розробляють каталізатори для конверсії оксиду вуглецю, часто рекомендують використовувати ці ж каталізатори при синтезі метанолу (мідьвміщуючі каталізатори НТК-2 и НТК-6, призначених для конверсії оксиду вуглецю, і СНМ-2, розробленого для синтезу метанолу).

Таким чином, якщо при створенні високопродуктивних агрегатів збільшення одиничної потужності стримується розмірами апаратів, впливає насамперед підвищувати робочий тиск процесу.

Аналіз методів виробництва метанолу представлений в таблиці 1.1.

Таблиця 1.1 – Характеристика методів виробництва

Метод виробництва	Недоліки	Переваги
1 Виробництво метанолу сухою перегонкою деревини	Висока вартість сировини, економічно не вигідне використання великотоннажної установки, очищення кінцевого продукту	Використовувати процес можна при лісопереробних комбінатах екологічно вигідно виходячи з теорії безвідходності.
2 Виробництво метанолу з коксового газу	Великі витрати на каталізатор і його відновлення, збільшення за рахунок цього вузлів очищення і регенерації самої установки	Екологічно вигідно, сприятливе розташування нашого регіону
3 Виробництво метанолу з оксидів вуглецю і водню	Для великотоннажної установки одержання метанолу необхідно підвищувати тиск, відповідно приходить використовувати різні добавки для зменшення чутливості каталізаторів, відповідно збільшення розмірів устаткування	Можливість проводити синтез при невеликих температурах, задавати вихідний тиск у залежності від поставленої задачі виробництва, можливість використання суміші газів, що відходять від виробництва ацетилену й аміаку, можливість використання різних каталізаторів

Патентний пошук по темі «Стадія синтезу у виробництві метанолу» представлений в таблиці 1.2.

Таблиця 1.2 – Патентний пошук

Країни, по яким проведено пошук	Індекс патентної кваліфікації	Вид використаних джерел	Глибина пошуку	Найменування і коротка характеристика винаходу
1	2	3	4	5
Росія	C07C31/04	ru-patent.info	1999-2001	Патент 2152378 від 10.07.2000 Спосіб отримання метанолу. Спосіб включає стадію каталітичної конверсії синтез-газу в метанол у ряді сполучених реакторів.

Продовження табл. 1.2.

1	2	3	4	5
Росія	B01D53/00	ru-patent.info	1999-2001	Патент 2124387 від 10.01.1999 Спосіб переробки природного газу з отриманням метанолу. Суть способу подачі і переробки знесірчування газу, компримування природного газу, сіркоочистку, каталітичну парову конверсію з утилізацією тепла конвертованого синтез-газу, синтез метанолу ректифікацію.
Росія	B01D53/00	ru-patent.info	1999-2001	Патент 2160624 від 20.12.2000 Спосіб переробки природного газу з отриманням стадії компримування природного газу, сіркоочистку, каталітичну парову конверсію з утилізацією тепла конвертованого синтез-газу, синтез метанолу ректифікацію.
Росія	C07C31/04	ru-patent.info	1999-2001	Патент 2175886 від 20.11.2001 Каталізатор синтезу метанолу. Мідьвміщуючий каталізатор для низькотемпературного синтезу метанолу, отриманий методом змішення, такий, що включає оксиди міді, цинку, марганцю, магнію, алюмінію і барію.
Росія	C07C29/151	ru-patent.info	2005-2006	Патент 2289566 від 20.12.2006 Винахід відноситься до хімічної технології, зокрема до вдосконаленого способу отримання метанолу з синтез-газу, і може бути використано на заводах, що випускають метанол, що складається з декількох адіабатичних шарів каталізатора. Потім відбувається охолодження газу, що прореагував, виділення сконденсованого метанолу-сирцю і поділ несконденсованого газового потоку на два: поворотний і продувний.



## 1.2 Обґрунтування вибраного способу

Відомий спосіб виробництва метанолу, що пропонує здійснення процесу синтезу метанолу, в якому в якості вихідного газу використовується синтез-газ, отриманий методом конверсії природного газу, що складається в основному з водню, оксиду і діоксиду вуглецю.

Процес синтезу метанолу здійснюється в дві ступені, де першу стадію здійснюють у проточному реакторі, а другу - в реакторі з рециклом з наступним виділенням метанолу після кожної стадії, і реалізований за технологічною схемою, що включає: реактор синтезу, циркуляційний компресор, рекуперативний теплообмінник і вузол конденсації.

До недоліків зазначеного способу слід віднести:

1. Складність реактора першої стадії, що пов'язане з необхідністю відводу великої кількості тепла.
2. Необхідність встановлення додаткового обладнання для виділення метанолу після першої ступені, такого як: холодильник-конденсатор, сепаратор.
3. Необхідність дворазового нагріву синтез-газу до температури початку реакції.

У даному дипломному проекті пропонується технічне рішення [5], завданням якого є підвищення продуктивності діючої установки синтезу метанолу без зміни основного обладнання: реактора синтезу, циркуляційного компресора, рекуперативного теплообмінника і вузла конденсації.

Поставлена задача досягається за рахунок установки попереднього адіабатичного реактора синтезу метанолу на циркуляційному газі перед основним реактором синтезу

При цьому співвідношення об'ємів каталізатора попереднього адіабатичного реактора і першого шару основного реактора знаходиться в межах від 35 до 143%.

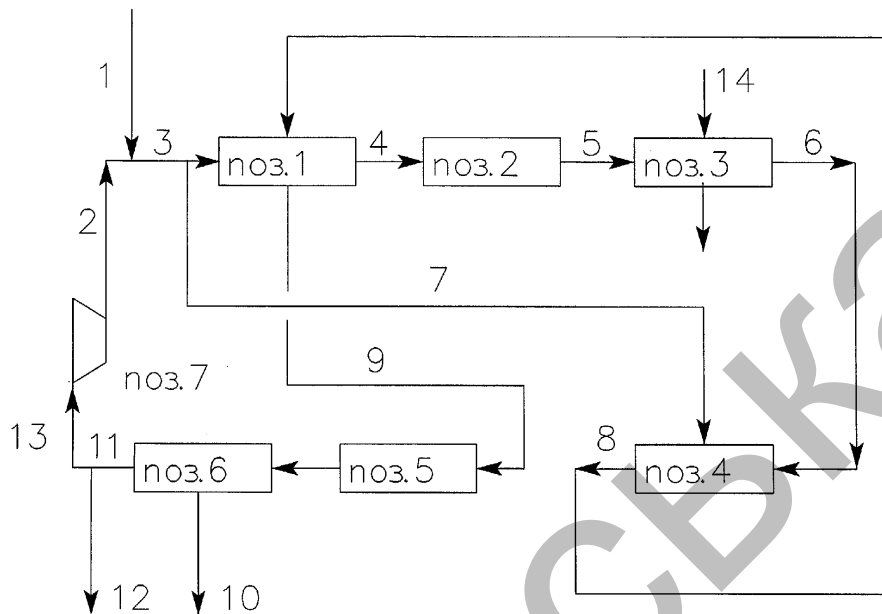


Рисунок 1.1 – Технологічна схема пропонованого способу синтезу метанолу: 1 – теплообмінник, 2 – форреактор, 3 – електропідігрівач, 4 – реактор синтезу, 5 – холодильник-конденсатор, 6 – сепаратор. Потіки: 1 – початковий газ, 2, 4, 6 – циркуляційний газ, 5 – охолоджений газ, 10 – рідкий метанол-сирець, 11 – газовий потік, що не сконденсувався, 12 – продувний газ

Технологічна схема (рисунок 1.1) пропонованого способу полягає в наступному: синтез-газ (потік 1) під тиском 10,0-5,0 МПа подається на змішання з циркуляційним газом (потік 2). Частина отриманої газової суміші (потік 7) надходить в реактор синтезу (поз.4) в якості холодних байпасів. Велика частина газової суміші (потік 3) направляється в рекуперативний теплообмінник, де нагрівається до температури початку реакції і далі (потік 4) надходить у попередній адіабатичний реактор синтезу метанолу (поз.2). Прореагував газ (потік 5) надходить у утилізаційний теплообмінник (поз.3). для підігріву одного з технологічних потоків (потік 14), перерахованих вище. Охолоджений газ (потік 6) направляється в основний реактор синтезу (поз.4).

Газ, що прореагував після основного реактора синтезу (потік 8) направляється в рекуперативний теплообмінник (поз.1), де охолоджується,

віддаючи тепло газовій суміші, що надходить у попередній адіабатичний реактор (потік 4). Після рекуперативного теплообмінника (потік 9) надходить у холодильник-конденсатор (див. 5), і далі в сепаратор (поз.6), в якому відбувається відділення рідкого метанолу-сирцю (потік 10) від не сконденсованого газового потоку (потік 11).

Далі з не сконденсованого газового потоку (потік 11) виводиться продувний газ (потік 12) з метою підтримки певної концентрації інертних компонентів у циклі синтезу. Газ, що залишився (потік 13) повертається в циркуляційний компресор.

Проведено дослідження з наступними постійними величинами:

1. Склад свіжого синтез-газу, % об.: CO - 13,6; CO<sub>2</sub> - 13,7; H<sub>2</sub> - 70,9; CH<sub>4</sub> - 0,6; N<sub>2</sub> - 0,7; Ar - 0,5.
2. Тиск синтез-газу - 90 аті.
3. Навантаження по свіжому синтез-газу - 17000 нм<sup>3</sup>/год.
4. Навантаження на циркуляційний компресор - 53000 нм<sup>3</sup>/год.
5. Об'єм каталізатора основного реактора - 8 м<sup>3</sup>, число шарів - 4, обсяг каталізатора в першому шарі - 1.4 м<sup>3</sup>.
6. Температура конденсації метанолу - 40 °С.

Результати досліджень представлені в таблиці 1.3.

Таблиця 1.3 – Результати досліджень.

Продуктивність, т/год	4,881	5,415	5,585	5,749	5,787	5,823	5,836
Об'єм каталізатора додаткового реактора, м <sup>3</sup>	0	0,5	1,0	2,0	3,0	4,0	5,0
% збільшення продуктивності	0	10,9	14,4	17,8	18,6	19,3	19,6
Відношення об'ємів попереднього реактора і першого шару, %	0	35	71	143	214	286	357

Як видно з таблиці:

- збільшення об'єму каталізатора понад 150% по відношенню до першого шару не приводить до істотного збільшення продуктивності;

- із зростанням об'єму попереднього адіабатичного реактора каталізатора з 35 до 357% по відношенню до першого шару продуктивність по метанолу зростає від 10.9 до 19.6%.

У даній роботі пропонується використати винахід, технічним завданням якого є підвищення терміну служби основного каталізатору діючої установки синтезу метанолу без зміни основного устаткування: реактора синтезу, циркуляційного компресора, рекуперативного теплообмінника й вузла конденсації.

Пропонований винахід відноситься до області хімічної технології й може бути використане на заводах, що випускають метанол.

Відомий спосіб виробництва метанолу, описаний у [2], і який пропонує здійснення процесу синтезу метанолу, у якому в якості вихідного газу використовується синтез-газ, отриманий методом конверсії природного газу, що складається з водню, оксиду і діоксиду вуглецю.

Найбільш близьким за технічною сутністю є спосіб, описаний у патенті SU 1799865 A1, що пропонує здійснення процесу синтезу метанолу у два шаблі, де першу стадію здійснюють у проточному реакторі, а другу у реакторі із рециклом з наступним виділенням метанолу після кожної стадії, і реалізований за технологічною схемою, що включає: реактор синтезу, циркуляційний компресор, рекуперативний теплообмінник і вузол конденсації.

До недоліків зазначеного способу варто віднести:

1. Складність реактора першої стадії, пов'язана з необхідністю відводу великої кількості тепла.
2. Необхідність установки додаткового устаткування для виділення метанолу після першого шабля, такого як: холодильник-конденсатор, сепаратор.
3. Необхідність дворазового нагрівання синтезу-газу до температури початку реакції.

Поставлене завдання досягається за рахунок установки адіабатичного форреактору синтезу метанолу на свіжому газі перед основним реактором синтезу, в якому відбувається знімання сірки [5].

Спосіб включає змішання синтезу-газу зі свіжим При цьому більша частина сірки сідає на каталізатор. Потім потік змішується з циркуляційним газом і надходить у основний реактор синтезу. Для охолодження, що складається з декількох адіабатичних шарів каталізатору додатково вводять на лінію подачі холодний циркуляційний газ. Потім відбувається охолодження газу, виділення сконденсованого метанолу-сирцю й поділ неконденсованого газового потоку на два: поворотний і продувний. Далі поворотний газ йде на стиск в циркуляційний компресор, після якого його розділяють на два потоки: один йде у основний реактор синтезу у якості холодних байпасів між шарами каталізатору, а другий надходить на змішання із синтез-газом з форреактору РТ1. Співвідношення об'ємів каталізатору адіабатичного форреактору й першого шару основного реактора перебувають у межах від 35 до 150%. Технічний додатково встановлений адіабатичний реактор приводить до збільшення пробігу каталізатору в основному реакторі так як зняття сірки відбувається у попередньому реакторі синтезу.

Сутність винаходу в способі одержання метанолу, що включає:

- змішання синтезу-газу зі свіжим газом, що здійснюється до або після циркуляційного компресора;

- реактор синтезу метанолу, що складає з декількох адіабатичних шарів каталізатору;

- охолодження реакційного газу;

- виділення сконденсованого метанолу-сирцю;

- поділ неконденсованого газового потоку на два: поворотний й продувний.

Технологічна схема пропонованого способу наведено в на рис. 1.1.

Аналіз залежності зростання продуктивності каталізатору від співвідношення об'ємів каталізатору форреактору до об'єму каталізатору першого шару основного реактору (рис. 1.2) показує, що оптимальне для процесу співвідношення об'ємів каталізатору форреактору та першого шару каталізатору основного реактору дорівнює 1,43. При цьому продуктивність реактору синтезу метанолу зростає з 10,9% до 17,8%. Подальше збільшення об'єму каталізатору форреактору не призводить до суттєвого зростання продуктивності.

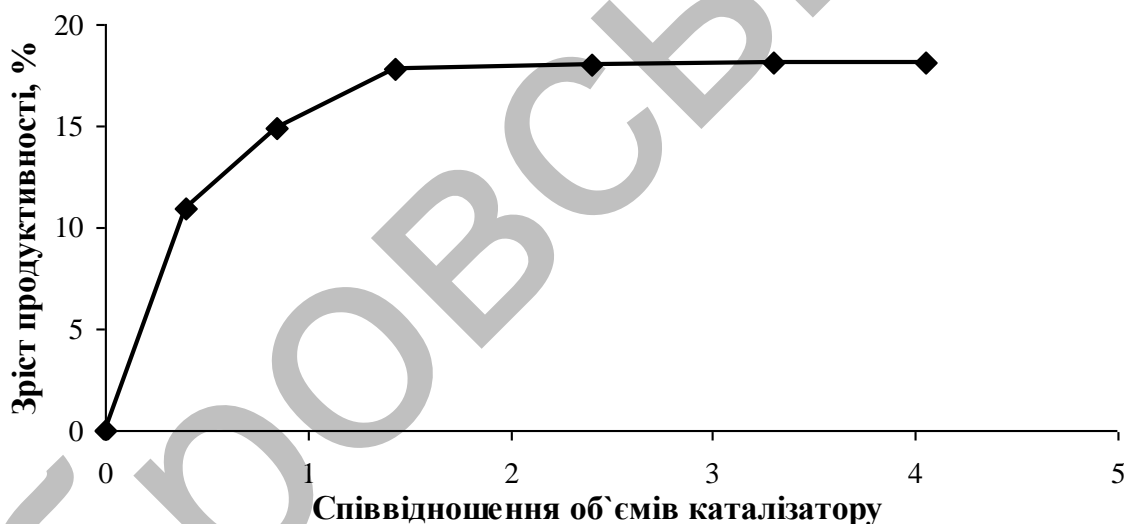


Рисунок 1.2 - Зростання продуктивності каталізатору від співвідношення об'ємів каталізатору форреактору до об'єму каталізатору першого шару основного реактору

Хальдор Топсе (Haldor Topsøe) - світовий лідер в каталізі. Фірмою для процесів отримання метанолу розроблені новітні каталітичні системи. Як заявляється вони забезпечують, високий коефіцієнт робочого часу, конверсію, ефективність по вуглецю і енергоефективність, що є необхідними складовими високорентабельного виробництва метанолу. Процес синтезу метанолу Топсе, високоактивні каталізатори та експертні послуги, засновані на лідируючих в галузі рішеннях для отримання синтез-газу, забезпечують максимально можливий обсяг виробництва метанолу з синтез-газу широкого спектра складу, в

тому числі отриманого з вугілля і сланцевого газу. Простота експлуатації, скорочений час простою і максимальна енергоефективність забезпечують оптимальну роботу з мінімальними витратами.

Розглянемо один з способів запропонованих фірмою Хальдор Топсе для отримання метанолу.

Запропонована технологія відноситься до способу отримання метанолу взаємодією водню і оксидів вуглецю, що подаються у вигляді синтез-газу, в присутності твердого каталізатора, суспендованого в рідкій фазі, з подальшим видаленням рідкої фази, що містить отриманий метанол, із зони реакції. При цьому взаємодію водню і оксидів вуглецю проводять при тиску і температурі, що забезпечують конденсацію утвореного на каталізаторі метанолу в рідку фазу, що включає метанол і воду, при цьому в зону реакції рециркулюють потік, що містить метанол і, щонайменше, одне із з'єднань метилформиату і етилового спирту. Винахід дозволяє простим способом отримувати метанол при високій конверсії за один прохід і уникнути масового утворення побічних продуктів.

Винахід стосується отримання нижчих спиртів, особливо до способу отримання метанолу гетерогенним синтезом з використанням синтез-газу. Гетерогенний синтез метанолу в сьогоdnішній практиці проводять взаємодією оксидів вуглецю з воднем в присутності каталізаторів на основі міді відповідно до рівнянь синтезу метанолу.

Каталізатор синтезу метанолу також каталізує реакцію конверсії водяного газу (КВГ), і зворотну реакцію конверсії водяного газу (ЗКВГ).

На великомасштабних заводах отримання метанолу реактор синтезу в газовій фазі зазвичай являє собою охолоджуваний трубчастий реактор або багатоступінчастий адіабатичний реактор. Типовий інтервал температур для синтезу метанолу складає 200-300°C. Охолоджувальні реактори зазвичай експлуатують при, приблизно, 250°C, в той час як адіабатичні реактори зазвичай працюють при температурі між 220°C і 300°C. Реакція утворення метанолу є

сильно екзотермічною, і ефективне відведення тепла являє собою проблему. Це обмежує інтервал складу газу, що подається, який може бути перероблений в трубчастому реакторі, наприклад, газу, збагачені CO, є дуже екзотермічні, і їх важко переробляти. Неefективне відведення тепла веде до перегріву зон в реакторі, і каталізатор може тим самим дезактивуватися швидше.

Серйозну проблему представляє собою утворення побічного продукту, яке стимулюється при високих температурах, що виникають особливо в зонах перегріву. Наприклад, збільшується при підвищених температурах утворення етилового спирту і метилформиату. Спирти, складні ефіри і кетони важко відокремлювати від сумішей метанолу та води, які витягують з процесу, внаслідок утворення азеотропу.

Звичайний робочий тиск при синтезі метанолу лежить в межах 50-100 бар. Охолоджувальні реактори працюють при тиску близько 50 бар, в той час як адіабатичні реактори зазвичай працюють при більш високому тиску, зазвичай близько 80 бар.

Синтез-газ, який використовується в синтезі метанолу, може бути отриманий з природного газу або риформінгу природного газу з водяною парою, або автотермічному риформінгу.

Швидкість конверсії в метанол визначається константою термодинамічної рівноваги, яка зазвичай призводить до концентрацій на виході з процесу в інтервалі між 4% і 10% у всіх випадках, при лише частковій конверсії оксидів вуглецю. Таким чином, щоб отримати максимальне використання виробленого синтез-газу, необхідна рециркуляція непрореагуваного газу. Високий коефіцієнт рециркуляції гарантує високу конверсію. Високий потік рециркуляції через реактор збільшує витрати на стиск. Перед рециркуляцією газ, що відходить охолоджують і відокремлюють від рідкого продукту. Газ, що відходить може бути збагачений воднем використанням, наприклад, мембранного поділу.

Збагачений газ повертають в реактор отримання метанолу. Рівень інертних



газів, зокрема метану контролюють продувкою.

Крім зазначеного вище трубчастого реактора синтезу метанолу, який зазвичай використовується в промисловому виробництві метанолу, в літературі було також запропоновано використання реакторів синтезу метанолу з суспензійним шаром.

Перше винахід суспензійного реактора було зроблено Chem Systems і описано в патенті США US 3888896. У патенті описаний процес отримання з використанням інертної органічної рідини, такої як псевдокумол як суспензійного середовища.

Найближча попередня технологія являє собою спосіб отримання метанолу та горючого газу (залишкового газу нафтохімічного процесу), що включає:

(А) взаємодія водню і оксидів вуглецю при підвищеному тиску в рідкофазній системі реакторів в присутності каталізатора синтезу метанолу, суспендованого в інертній рідині, особливо високомолекулярному вуглеводні, з отриманням метанолу і не прореагувавшим синтез-газом, де зазначені водень і оксиди вуглецю подають в поступаючий в реактор синтез-газ, що включає свіжий синтез-газ, з утворенням горючого газу і рециркулюючого синтез-газу;

(Б) і відділення зазначеного метанолу від зазначеного непрореагувавшего синтез-газу і поділ зазначеного непрореагувавшего синтез-газу на готовий горючий газ і вказаний рециркулюючий синтез-газ; де кожен із зазначеного подається в реактор синтез-газу, свіжого, що подається синтез-газу і рециркулюючого синтез-газу має мольне співвідношення R, яке більше 0,1 і менше 2,0, де R визначають як  $(H_2-CO_2) / (CO_2 + CO_2)$  щодо мольної концентрації водню і оксидів вуглецю.

Цю реакцію проводять при температурі від, приблизно, 26°C до, приблизно, 315°C при тиску від, приблизно, 35 до, приблизно, 106 бар (Патент США US 5284878, C07L27/06, 1994).

Недолік відомого способу полягає в тому, що рідка фаза, в якій

суспендованих каталізатор, являє собою додаткову речовину, яку повинно бути введено в реакційну систему і після реакції повинно бути відокремлене від кінцевого продукту. Ці додаткові операції ускладнюють процес.

Завдання винаходу полягає в тому, щоб спростити гетерогенний синтез метанолу. Цю задачу вирішують запропонованим способом отримання метанолу взаємодією водню і оксидів вуглецю, що подаються в якості синтез-газу, в присутності твердого каталізатора, суспендованого в рідкій фазі, з подальшим видаленням рідкої фази, що містить отриманий метанол, з реакційної зони, причому спосіб характеризується тим, що взаємодія водню і оксидів вуглецю здійснюють при тиску і температурі, коли метанол, що утворюється на каталізаторі, конденсується в рідку фазу, що включає метанол і воду.

Умови конденсації визначають як робочі умови синтезу метанолу, де насиченого тиску метанолу досягають перед тим, як досягають рівноваги реакції за складом синтез-газу. Критична температура для метанолу складає  $240^{\circ}\text{C}$ . Умови неконденсації і конденсації розділяються для даного складу синтез-газу при даній робочій температурі за рахунок тиску,  $P_{\text{lim}}$ . Вище цього тиску умови конденсації присутні, в той час як нижче цього тиску існують умови відсутності конденсації (див. рисунок 1.3).

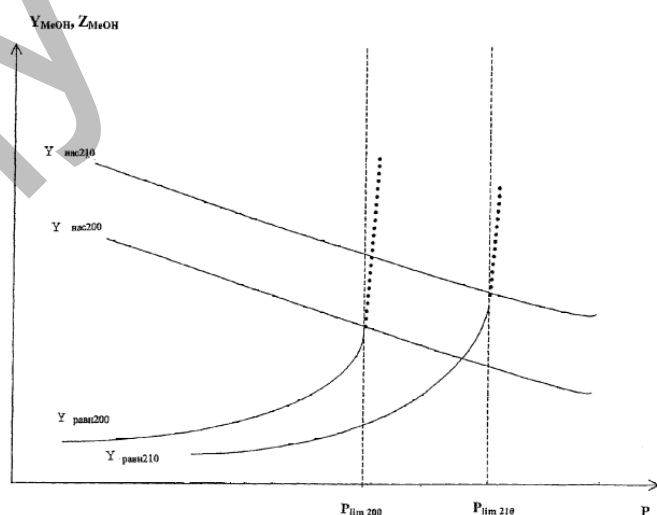


Рисунок 1.3 – Лінія насиченого тиску метанолу

Оскільки насичений тиск метанолу збільшується з температурою, а рівноважний тиск метанолу зменшується з температурою,  $P_{lim}$  зростає з температурою. Вище кривої насичення повна мольна фракція метанолу в рівноважній суміші зображена у вигляді штрихової лінії. Характеристика переважного складу синтез-газу являє собою нижню  $P_{lim}$ . Типові умови конденсації для бажаних складів синтез-газу лежать при температурах 190-240°C і при тисках 60-140 бар. Загалом, тиск в реакторі з суспензійним шаром становить 50-290 бар, а температура там становить 150-240°C.

В одному варіанті здійснення даного винаходу синтез-газ стискають до тиску вище  $P_{lim,t}$  і подають в суспензійний реактор синтезу метанолу, що працює при температурі  $t$ ;

синтез-газ перетворюють при контакті з каталізатором, активним в синтезі метанолу, до ступеня, де мають місце умови конденсації, отримуючи безпосередньо конденсований готовий метанол і синтез-газ, що відходить, насичений метанолом;

безпосередньо конденсований готовий метанол (що складається, в основному, з метанолу, води і  $CO_2$ ) становить рідку суспендуючу середу для каталізатора, активного в синтезі метанолу;

потік синтез-газу, що відходить, збагаченого метанолом, охолоджують і поділяють, досягаючи подальшого поліпшення продукту.

Безпосередньо конденсований готовий метанол, що використовується в якості суспендуючої рідини, розділяють звичайними способами і відокремлюють від частинок твердого каталізатора, наприклад, фільтрацією. Частинки твердого каталізатора повертають в суспензійний реактор. Утворений готовий метанол отримують як з безпосередньо конденсованого метанолу, так і метанолу, виділеного з синтез-газу, що відходить.

Рідкофазний суспензійний реактор являє собою рішення задачі відводу тепла, відомої з процесів газофазного синтезу метанолу. Реакції утворення

метанолу з оксиду вуглецю і / або діоксиду вуглецю є сильно екзотермічні. У газофазних реакторах сильно екзотермічна реакція створює зону з високою температурою, зазвичай близько 280°C або вище всередині трубки з каталізатором, яка стимулює утворення побічних продуктів. Отримувані побічні продукти являють собою, головним чином, вищі спирти, такі як етиловий спирт, пропанол, бутанол, різні складні ефіри і кетони. Дорого відокремлювати ці компоненти від готового метанолу внаслідок утворення азеотропу між кетонами, складними ефірами і метанолом, етиловим спиртом і водою. В якості іншого недоліку – каталізатори всередині зон перегріву дезактивуються швидше. У рідкофазному реакторі тепло реакції поглинається рідкою фазою в рідині. Температуру можна краще контролювати, і не утворюється зон перегріву. Отже, утворення побічних продуктів підтримується на мінімальному рівні. Так як відвід тепла більш ефективний в рідкофазному процесі, можна переробляти суміші в широкому інтервалі складів газу. Відповідно до цього винаходу можна також використовувати синтез-газ, збагачений CO. Обробляти склади суміші синтез-газу в інтервалі 15-30 об.% CO, 60-74 об.% водню і 0,5-15 об.% діоксиду вуглецю. При низькому вмісті діоксиду вуглецю концентрація води в готовому метанолі буде низькою. Загалом, можна використовувати синтез-газ, який має мольне співвідношення  $CO_2 / CO$  0,02-1,0 і мольне співвідношення  $H_2 / CO$  2-4.

Спосіб за цим винаходом забезпечує високу конверсію за один прохід. Високу конверсію отримують, оскільки конверсія метанолу не обмежується термодинамічною рівновагою за умов конденсації.

За способом відповідно до винаходу можна обробляти синтез-газ, що містить діоксид вуглецю. Це вигідно, тому що дорого виробляти синтез-газ з низьким вмістом  $CO_2$ .

Охолодження цього процесу можна проводити з використанням охолоджувальних труб, які виробляють середу або пар низького тиску. Ці труби можуть бути розташовані в суспензії метанол / вода, і це гарантує, що

температура зберігається майже на постійному рівні. Циркуляція рідини близько труб забезпечує поліпшений розподіл і контроль температури. У трубчастому реакторі з нерухомим шаром зони перегріву зазвичай формуються в центрі трубки з каталізатором, так як реакція є дуже екзотермічною. Це стимулює утворення побічного продукту, як вже обговорювалося вище.

Навіть ефективне регулювання температури, однак, не запобігає утворенню деяких малих кількостей побічних продуктів, включаючи вищезгадані вищі спирти, кетони і складноєфірні сполуки.

Головна перевага процесу відповідно до винаходу полягає в тому, що побічні продукти, які утворюються в ході реакції отримання метанолу, можуть бути повторно повернуто в реактор, і реакційна суспензія, яка за допомогою хімічної рівноваги між метанолом і побічними продуктами, які утворюються при реакції метанолу з реагентами, присутніми в суспензії, запобігає масове утворення побічних продуктів.

Відділення готового метанолу від каталізатора може бути виконано введенням фільтрів всередину реактора. Це запобігатиме виносу каталізатору з реактора. Інші системи можуть включати фільтрацію продукту або його обробку в циклон сепараторі поза реактора.

Синтез-газ з низьким вмістом діоксиду вуглецю дає продукт з низьким вмістом води. Результати показали, що утворення води становить близько 0,02 г на 1 г метанолу.

Низький вміст води вказує, що реакція конверсії водяного газу протікає активно, і що більша частина одержуваної води споживається цією реакцією.

Результати також показують, що воді (до 10% по масі) можна дозволяти бути в рідкій фазі без суттєвої дезактивації каталізатора. Концентрація води в 0,55% по масі не знижує швидкість реакції у високому ступені. Готовий метанол після реакції при, наприклад, 202°C і тиску 116 бар в процесі в один прохід містить невеликі кількості води (1,64% по масі), диметилового ефіру (0,19% по

масі), метилформиата (0,92% по масі), етилового спирту (0,29% по масі), метилового ефіру оцтової кислоти (0,09% по масі) і диметилового ефіру вугільної кислоти (0,06% по масі). Крім того, можуть бути виявлені сліди ацетону, діметоксіметана, 1-пропанолу, мурашиної кислоти (2-метілетіловий ефір) і диметилового ефіру вугільної кислоти (менше 0,03% по масі).

Справжнє нововведення забезпечує засоби збереження концентрації побічного продукту, такий як концентрація метилформиату, на постійному рівні в реакторі. Метилформиат може бути відділений від готового метанолу і повторно повернуто в реактор. При рециркуляції потоку, збагаченого метилформиатом, в реактор, буде встановлюватися в реакторі хімічна рівновага і не буде відбуватися масового утворення метилформиата. Приклад 7 показує зниження вмісту метилформиата в рідкій фазі з 35 мол.% до 5 мол.% при 200°C і тиску 132 бар. При цих умовах реакції зсуваються в бік утворення метанолу.

В цьому випадку активований комерційний каталізатор, доступний від Haldor Topsøe A/S під торговою маркою МК-101Р, використовують для отримання метанолу. Це каталізатор на основі Cu / Zn / Al. Також може бути використаний ряд інших каталізаторів для отримання метанолу.

Отриманий сирий метанол може бути використаний або як метанол для палива, або може бути ректифікований в хімічно чистий метанол.

Приклади Наступні приклади ілюструють результати, отримані з системою періодичного процесу. Склад газів, які були піддані переробці, наведено в Таблиці 1.4.

Таблиця 1.4 – Склад синтез-газу

	Газ А (% об.)	Газ Б (% об.)	Газ В (% об.)	Газ Г (% об.)
H <sub>2</sub>	60	74	60	60
CO	30	25,5	25	15
CO <sub>2</sub>	5	0,5	5	15
N <sub>2</sub>	5	0	10	10
Всього	100	100	100	100
H <sub>2</sub> /CO	2	3	2,4	4
CO <sub>2</sub> /CO	0,17	0,02	0,2	1

## Приклад 1

У автоклавний реактор об'ємом 120 мл завантажували активний каталізатор і метанол. Активований МК-101 (у вигляді порошку) використовують в якості каталізатора. Автоклав з'єднували з газовим резервуаром, який містив суміш синтез-газу "А", що складалася з водню (60 об.%), нітрогену (5 об.%), оксиду вуглецю (30 об.%) і діоксиду вуглецю (5 об.%), при 21°C і тиску 162 бару. Обсяг газового резервуара становив 0,5 л. Процес проводили в закритій періодичній системі, так що ні газ, ні рідина не видаляли з системи до тих пір, поки реакція не закінчувалася. З'єднання між реактором і газовим резервуаром було відкрито. Реакція відбувалася в автоклаві при постійному тиску 116 бар і постійній температурі 202°C. Автоклав перемішували зі швидкістю 500 об/хв. Коли протікала реакція, діоксид вуглецю і водень перетворювалися в метанол і воду. Отримані метанол і воду конденсували в рідини. Оксид вуглецю реагував з водою, даючи водень і діоксид вуглецю в реакції конверсії водяного газу. Реагенти брали з газового резервуара. Падіння тиску в газовому резервуарі контролювали і використовували для визначення кількості використаного газу і, отже, кількості отриманого метанолу. За падіння тиску розраховували кількість отриманого метанолу, приймаючи, що до падіння тиску приводила реакція утворення метилформіату. Коли тиск в газовому резервуарі падав до 121 бар, його знову наповнювали до 162 бар, і реакція мимовільно протікала до тих пір, поки тиск газу в резервуарі не знижувався до 120 бар. Так як склад газу в реакторі змінювався з часом, швидкість реакції з часом повільно знижувалася. Падіння тиску, відповідне витраті 1,7 молей синтез-газу, призводило до утворення 13,4 г готового метанолу.

Таблиця 1.5 ілюструє кількість отриманого метанолу для обраних робочих температур і тисків в представлених прикладах.

Таблиця 1.5 – Умови отримання метанолу

Газ	Тиск (бар)	Температура (°C)	ΔP (бар)	MeOH (г)
А	116	202	83	13,4
Б	109	180	38,3	6,3
Б	137	200	38,9	6,3
В	137	210	47,6	7,8
Г	109	180	40	6,8

## Приклад 2

Приклад 1 повторювали при тиску 109 бар і температурі 180°C, але з сумішню синтез-газу "Б", що складається з 74 об.% водню, 25,5 об.% оксиду вуглецю і 0,5 об.% діоксиду вуглецю. Використовували свіжу суспензію каталізатора Р з активованим каталізатором. Газ брали з газового резервуара при 21,2°C і тиску 168,9 бар. Перемішування проводили при 500 об/хв. Реакція протікала мимовільно до тиску в газовому резервуарі 130,6 бар. Отримували 6,3 г готового метанолу.

## Приклад 3

Приклад 1 повторювали при тиску 137 бар і температурі 200°C з синтез-газом Б з прикладу 2. Суспензія метанолу, що містила близько 0,8% по масі води, була з попереднього експерименту. Використовували ту ж саму суспензію каталізатора, як в прикладі 2. Газ брали з резервуара при тиску 170,4 бар і 21,6°C. Швидкість перемішування була 500 об/хв. При тиску в реакторі 131,4 бар реакцію завершували. Розрахований продукт становив 6,3 г.

## Приклад 4

Приклад 1 повторювали, але при тиску 137 бар і температурі 210°C з сумішню синтез-газу "В", що складається з 60 об.%, водню, 10 об.% азоту, 25 об.% оксиду вуглецю і 5 об.% діоксиду вуглецю. Ту ж саму суспензію використовували для 5 попередніх експериментів. Газ брали з газового резервуара при 21,2°C і тиску 168 бар. Перемішування проводили при 500 об/хв. Тиск в газовому резервуарі знижувалося до 138,4 бар, і резервуар знову



наповнювали до 167 бар. Реакція протікала мимовільно до тиску в газовому резервуарі 149 бар. Отримували 7,8 г готового метанолу.

#### Приклад 5

Приклад 1 повторювали, але при тиску 109 бар і температурі 180°C з сумішшю синтез-газу "Г", що складається з 60 об.% водню, 10 об.% азоту, 15 об.% оксиду вуглецю та 15 об.% діоксиду вуглецю. Використовували ту ж суспензію каталізатора, як і в попередніх експериментах. Газ брали з газового резервуара при 21,3°C і тиску 162 бар. Перемішування проводили при 500 об/хв. Реакція протікала мимовільно до тиску в резервуарі 122 бар. Отримували 6,8 г метанолу.

#### Приклад 6

Вплив концентрації води. Досліджували вплив концентрації води. Результати наведені в таблиці 1.6.

Таблиця 1.6 – Отримання метанолу у присутності води для газу Б

Тиск (бар)	Температура (°C)	[H <sub>2</sub> O] % за масою	ΔP (бар)	MeOH (г)
138	200	Менше 0,5	55,6	9,1
139	200	5	48,3	7,9
141	200	9	47,8	7,8

(6-а) Розчин метанолу менше 0,05% по масі води. Використовували свіжий активований каталізатор в суспензії в метанолі з вмістом води нижче 0,05% по масі. Додавали синтез-газ Б при робочих умовах 138 бар і 200°C. Газ брали з газового резервуара при 19,5°C і тиску 16 бар. Тиск в резервуарі знижувалося до 137 бар. Резервуар знову наповнювали двічі до 166 бар. Падіння тиску становило 30,2, 21,4 і 4 бар, відповідно, за кожен період. Отримували 9,1 г метанолу. Концентрація води в метанолі після експерименту була 0,48% по масі.

(6б) Розчин метанолу 5% по масі води. Приклад 6а повторювали, але при тиску 139 бар і 200°C, повторно використовуючи той же самий каталізатор, який використовували в прикладі 6а. Додавали воду до початкової концентрації 5% по

масі в метанолі. Падіння тиску становило в цілому 48,3 бару, і отримали 7,9 г метанолу. Концентрація води в метанолі після експерименту була 3,6% по масі.

(6в) Розчин метанолу 9% по масі води. Приклад 6а повторювали при тиску 141 бар і 200°C, повторно використовуючи той же самий каталізатор, який використовували в прикладах 6а і 6б. Додавали воду до початкової концентрації 9% по масі в метанолі. Падіння тиску становило в цілому 47,8 бару, і отримали 7,8 г метанолу. Концентрація води після експерименту була 7,6% по масі.

#### Приклад 7

Зниження концентрації метилформіата. Цей приклад ілюструє, що концентрація надлишкового побічного продукту метилформіата може бути істотно знижена шляхом хімічної рівноваги між воднем, оксидом вуглецю, метилформіата і метанолом в реакціях. Отже, якщо потік, збагачений метилформіатом, рециркулює в реактор, тоді не буде масового утворення метилформіата в реакторі. Експеримент протікав з початковою концентрацією метилформіата 34,8 мол.% в суспензії метанолу. Експеримент проводили при 200°C і тиску 132 бар, використовуючи ту ж саму процедуру, як в прикладах вище. При тиску 132 бар і 200°C реакції зсувалися в напрямку утворення метанолу. Застосовували свіжий активований каталізатор. Використовували збагачений воднем синтез-газ Б. Падіння тиску в резервуарі становило 29 бар. Кінцева концентрація метилформіата знижувалася до 5,4% мол. в рідкій фазі. Це відповідає аналізованій концентрації водню в сухому газі на виході близько 24 мол.%.

Таблиця 1.7 – Концентрація в рідині метилформіату та метанолу до та після експерименту

Компонент	X <sub>L</sub> [%мол.] початкова	X <sub>L</sub> [%мол.] кінцева
Метилформіат	34,8	5,4
Метанол	65,2	94,6

Спосіб отримання метанолу взаємодією водню і оксидів вуглецю, що

подаються у вигляді синтез-газу, в присутності твердого каталізатора, суспендованого в рідкій фазі, з подальшим видаленням рідкої фази, що містить отриманий метанол, із зони реакції, що відрізняється тим, що взаємодія водню і оксидів вуглецю проводять при тиску і температурі, що забезпечують конденсацію на каталізаторі метанолу, що утворюється в рідку фазу, що включає метанол і воду, при цьому в зону реакції рециркулюють потік, що містить метанол і, щонайменше, одне із з'єднань метилформиіта і етилового спирту. Спосіб за п.1, що відрізняється тим, що кількість води, яке у рідкій фазі, становить до 10 мас.%, переважно, до 3 мас.%. Спосіб за п.1, що відрізняється тим, що реакцію проводять при тиску 50-290 бар, переважно 60-140 бар. Спосіб за п.1, що відрізняється тим, що реакцію проводять при температурі 150-240°C, переважно 180-225°C. Спосіб за п.1, що відрізняється тим, що подають синтез-газ, який має мольне співвідношення  $\text{CO}_2 / \text{CO}$  0,02-1,0 і мольне співвідношення  $\text{H}_2 / \text{CO}$  2-4. Спосіб за п.1, що відрізняється тим, що подають синтез-газ, що містить 15-35 об.%  $\text{CO}$ , 60-74 об.%  $\text{H}_2$  і 0-15 об.%  $\text{CO}_2$ . Спосіб за п.1, що відрізняється тим, що він додатково включає стадію рециркуляції газового потоку, що відходить, який виводять із зони реакції. Спосіб за п.1, що відрізняється тим, що зону реакції охолоджують шляхом внутрішнього охолодження. Спосіб за п.1, що відрізняється тим, що метанол і / або каталізатор додають у вигляді нового матеріалу або рециркулюють в зону реакції.

## 2 Характеристика сировини, напівфабрикатів, готової продукції

Готовим продуктом є метанол-сирець. Хімічна формула –  $\text{CH}_3\text{OH}$ . Метанол сирець випускається по СТП 113-03-20-84 і повинний відповідати нормам, приведеним у таблиці 2.1.

Таблиця 2.1 – Фізико-хімічні властивості метанолу сирцю

Найменування показника	Норма	Метод аналізу
1 Зовнішній вигляд	Безбарвна рідина без механічних домішок	За ГОСТ 2222-78
2 Вагова частка води, %	Не більше 8,0	За ГОСТ 2222-78
3 Вагова частка органічної частини, %	Не менше 92,0	-
4 Вагова частка кислот и в перерахунку на мурашину кислоту, %	Не більше 0,1	За ГОСТ 2222-78
5 Вагова концентрація амінів в перерахунку на аміак, г/дм <sup>3</sup> (мг/дм <sup>3</sup> )	Не більше 0,002 (2,0)	--
6 Вагова частка альдегідів та кетонів в перерахуванні на ацетон, %	Не більше 0,25	-

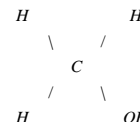
До складу метанолу-сирцю входять: спирт метиловий, вода, продукти побічних реакцій синтезу (вищі спирти, альдегіди, кетон, кислоти, насичені парафінові вуглеводні і ін.) [1].

Метанол (метиловий спирт, карбінол) -  $\text{CH}_3\text{OH}$  є простим представником насичених одноатомних спиртів:

Молекулярна формула

$\text{CH}_3\text{OH}$

Структурна формула



Відносна молекулярна маса

32,04

Температура кипіння

64,9°C

Температура плавлення

мінус 97,7°C

Теплота випаровування

263 ккал/кг

Температура спалаху

8°C

Температура займання	13°C
Температура самозаймання	464°C
Температура займання його пари в повітрі	535°C
Критична температура	239°C = 512,65 K
Щільність	0,79 г/см <sup>3</sup>
Щільність пари по повітрю	1,11
Питома вага	0,791 ÷ 0,792 г/м <sup>3</sup>
Нітроген – N <sub>2</sub>	

Газ без кольору, запаху і смаку. Нітроген погано розчиняється у воді та інших органічних розчинниках, оскільки взаємодія між молекулами азоту і води вельми мало, але добре розчинимо в рідкому діоксиді сірки. Оскільки взаємодія і між молекулами азоту мало він, як і водень найбільш близький до ідеального газу. Вміст азоту у атмосфері - 78,084%, у морській воді - 0,0017%.

Молекулярна формула	N <sub>2</sub>
Структурна	N≡N
Відносна молекулярна маса	28
Питома вага	1,25 г/м <sup>3</sup>
Температура кипіння	мінус 195°C
Температура плавлення	мінус 210°C

Водень – H<sub>2</sub>

Водень – найлегший безбарвний газ без запаху і смаку, майже не розчинний у воді, але добре розчинний у багатьох перехідних металах з дефектними d- і f-орбіталями, які заповнюються ним на вакантних електронних оболонках. Водень горить полум'ям, що світиться.

Молекулярна формула	H <sub>2</sub>
Структурна формула	H-H
Відносна молекулярна маса	2,016

Щільність	0,09 кг/м <sup>3</sup>
Температура кипіння	мінус 252,8°С
Температура плавлення	мінус 259,2°С
Температура самозаймання	510°С
Температура займання	320°С
Температура при вибуху суміші водню з повітрям	до 2500°С
Концентраційні межі розповсюдження полум'я	4 - 75 % об.

Діоксид вуглецю – CO<sub>2</sub> (вуглекислий газ)

Діоксид вуглецю – безбарвний газ, злегка кислуватий на смак, в 1,5 рази важче за повітря. Розчинний у воді.

Двоокис вуглецю володіє наркотичною дією і дратує слизові оболонки очей та верхніх дихальних шляхів.

Молекулярна формула	CO <sub>2</sub>
Структурна формула	O=C=O
Відносна молекулярна маса	44
Щільність	1,96 кг/м <sup>3</sup>
Оксид вуглецю – CO	

Безбарвний газ, що не має запаху, нерозчинне у воді. Токсична дія газу позначається вже при змісті його 0,06 мг/дм<sup>3</sup> повітря. ГДК в повітрі робочої зони виробничих приміщень 20 мг/м<sup>3</sup>.

Молекулярна формула	CO
Структурна формула	C=O
Відносна молекулярна маса	28
Щільність	1,25 кг/м <sup>3</sup>
Щільність газу по відношенню до повітря	0,97
Концентраційні межі розповсюдження полум'я (за об'ємом):	
нижній	12,5 % об.

верхній	74 % об.
Температура кипіння	191,5°C
Температура плавлення	205°C
Температура самозаймання	651°C
Ацетилен - C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	

Ацетилен (етин) - безбарвний газ, із слабким ефірним запахом. Погано розчиняється у воді, добре розчиняється в ацетоні, діметилформаміді, N-метилпірролідоні і деяких інших органічних розчинниках. Володіє сильною наркотичною дією (ГДК 0,3 мг/л)

Молекулярна формула	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>
Структурна формула	CH≡CH
Відносна молекулярна маса	26,04
Температура кипіння	мінус 83,8°C
Температура плавлення	мінус 81°C

Метан - CH<sub>4</sub>

Метан – газ без кольору, запаху і смаку, легше повітря, добре горить на повітрі майже безбарвним полум'ям, вибухонебезпечний.

Молекулярна формула	CH <sub>4</sub>
Структурна формула	$  \begin{array}{c}  H \\    \\  H - C - H \\    \\  H  \end{array}  $

Відносна молекулярна маса	16
Температура кипіння	218,4°C
Температура плавлення	182,49°C
Температура самозаймання	537°C
Етилен - C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	

Етилен – безбарвний горючий і вибухонебезпечний газ з характерним запахом.

Молекулярна формула	$C_2H_4$
Структурна формула	$CH_2=CH_2$
Відносна молекулярна маса	28
Температура кипіння	$103,7^{\circ}C$
Температура плавлення	$169,15^{\circ}C$
Температура самозаймання	$540^{\circ}C$
Концентраційні межі розповсюдження полум'я (за об'ємом):	
Нижній	2,5 % об.
Верхній	34 % об.
Сірководень – $H_2S$	

Безбарвний газ із запахом тухлих яєць, важче повітря, пальне, вибухонебезпечне, сильна і вельми небезпечна отрута, що викликає смерть від зупинки дихання.

Молекулярна формула	$H_2S$
Структурна формула	$  \begin{array}{c}  H \\  / \\  S \\  \backslash \\  H  \end{array}  $
Відносна молекулярна маса	34
Температура самозаймання	$246^{\circ}C$
Щільність газу по відношенню до повітря	1,19
Концентраційні межі розповсюдження полум'я (за об'ємом):	
нижній	4,3 % об.
верхній	45,5 % об.
Кисень – $O_2$	

Безбарвний газ без смаку і запаху, не горить, але підтримує горіння і дихання.



Молекулярна формула	O <sub>2</sub>
Відносна молекулярна маса	16
Температура кипіння	183°C
Температура плавлення	218,4°C

Характеристика сировини, матеріалів та напівпродуктів представлена в таблиці 2.2.

Таблиця 2.2 – Характеристика сировини, матеріалів та напівпродуктів

Найменування сировини, матеріалів, напівпродуктів	Показники обов'язкові для перевірки (найменування й одиниця)	Регламентовані значення з припустимими відхиленнями	Регламентовані значення з припустимими відхиленнями
1	2	3	4
1 Вихідний газ	Регламент цеху синтезу метанолу (відділення підготовки газу)	Об'ємна частка вуглецю діоксиду (CO <sub>2</sub> ),% Об'ємна частка кисню(O <sub>2</sub> ) і аргону (Ar),% Об'ємна частка метану (CH <sub>4</sub> ),% Об'ємна частка азоту (N <sub>2</sub> ),% Об'ємна частка вуглецю оксиду (CO),% Об'ємна частка ацетилену (C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> ),% Об'ємна частка етилена (C <sub>2</sub> O <sub>4</sub> ),% Вагова концентрація з'єднань сірки (сірка загальна)після вугільних фільтрів, мг/м <sup>3</sup>	Не більш 7,0 Не більш 0,6 Не більш 4,0 Не більш 5,0 20,0-27,0 Не більш 0,2 Не нормується Не більш 0,2
2 Каталізатор синтезу метанолу СНМ-У	ТУ У 6-0487873.047.047-2000	Зовнішній вигляд каталізатора  Розміри, мм діаметр висота Насипна щільність, кг/дм <sup>3</sup> , не більш	Таблетки циліндричної форми чорного кольору  6,0±0,5 4,0±1,0 1,1-1,5

Продовження таблиці 2.2.

1	2	3	4
		<p>Механічна міцність на роздавлювання по утворюючі в статичних умовах, МПа,</p> <p style="text-align: center;">середня мінімальна</p> <p>Вагова частка міді в перерахуванні на оксид міді Cu, %</p> <p>Вагова частка цинку в перерахуванні на оксид цинку Zn, %</p> <p>Вагова частка алюмінію в перерахуванні на оксид алюмінію (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>), %</p> <p>Вагова частка заліза в перерахуванні на оксид заліза (Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>), %</p> <p>Масова частка натрію в перерахуванні на оксид натрію (Na<sub>2</sub>O), %</p> <p>Вагова частка втрат при прожарюванні при T=900 °C, без обліку вологи %</p> <p>Активність каталізатора, визначена при тиску 5,0 МПа См<sup>3</sup>метанолу/см<sup>3</sup>каталізатора·год (при масовій частці метанолу в сирці не менш 96,0%)</p>	<p>Не менш 2,5 Не менш 1,5</p> <p>50,0-56,0</p> <p>24,0-28,0</p> <p>4,8-6,2</p> <p>Не більш 0,07</p> <p>Не більш 0,05</p> <p>Не більш 18,0</p> <p>Не менш 0,08</p>
<p>3 Каталізатор синтезу метанолу СНМ-1</p>	<p>ТУ 113-05-5503-88 с змінами 1-8</p>	<p>Зовнішній вигляд каталізатора</p> <p>Розміри, мм діаметр висота</p> <p>Насипна щільність, кг/дм<sup>3</sup>, не більш</p> <p>Механічна міцність на роздавлювання по утворюючі в статичних умовах, МПа,</p> <p style="text-align: center;">середня мінімальна</p> <p>Вагова частка міді в перерахуванні на оксид міді CuO, %</p> <p>Вагова частка цинку в перерахуванні на оксид цинку ZnO, %</p> <p>Вагова частка алюмінію в</p>	<p>Таблетки циліндричної форми чорного кольору</p> <p>7,0±0,2 5.0±1,0</p> <p>Не більш 1,5</p> <p>Не менш 2,5 Не менш 50,0</p> <p>53±3</p> <p>26±2</p>

Продовження таблиці 2.2.

1	2	3	4
		<p>перерахуванні на оксид алюмінію (<math>\text{Al}_2\text{O}_3</math>), %</p> <p>Вагова частка заліза в перерахуванні на оксид заліза (<math>\text{Fe}_2\text{O}_3</math>), %</p> <p>Вагова частка натрію в перерахуванні на оксид натрію (<math>\text{Na}_2\text{O}</math>), %</p> <p>Вагова частка нікелю в перерахуванні на оксид натрію (Ni), %,</p> <p>Вагова частка вольфраму в перерахуванні на оксид вольфраму (<math>\text{WO}_3</math>), %,</p> <p>Вагова частка графіту, %,</p> <p>Вагова частка карбонатів у перерахуванні на вуглекислоту, %</p> <p>Активність каталізатора, визначена при тиску 5,0 МПа <math>\text{Cm}^3</math> метанолу/<math>\text{Cm}^3</math> каталізатора · год (при масовій частці метанолу в сирці не менш 96,0%)</p>	<p>5,5±0,7</p> <p>Не більш 0,08</p> <p>Не більш 0,05</p> <p>Не більш 0,05</p> <p>0,06 ± 0,02</p> <p>2,0 ± 1,0</p> <p>Не більш 7,0</p> <p>Не менш 0,05</p>
4 Азот газоподібний (технічний)	СТП 113-03-26-43-91	<p>Об'ємна частка кисню (<math>\text{O}_2</math>),%</p> <p>Тиск, МПа (<math>\text{кгс/см}^2</math>)</p>	<p>Не більш 3,0</p> <p>Не більш 0,55(5,5)</p>
5 Азот газоподібний (чистий)	СТП 113-03-26-43-91	<p>Об'ємна частка кисню (<math>\text{O}_2</math>),%</p> <p>Тиск, МПа (<math>\text{кгс/см}^2</math>):</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- низького</li> <li>- високого</li> <li>- після редукування</li> </ul>	<p>Не більш 0,02</p> <p>Від 0,2 до 0,5 (від 2,0 до 5,0)</p> <p>Не більш 32,0(320,0)</p> <p>Не більш 5,3(53,0)</p>
6 Повітря технологічне	ТУ 113-03-5761673-51-92	Тиск, МПа ( $\text{кгс/см}^2$ )	Не більш 0,55(5,5)

### 3 Опис технологічної схеми

Процес синтезу метанолу здійснюється на агрегаті М-100 (рис. 3.1) в реакторі РТ на відновленому низькотемпературному каталізаторі СНМ-1 або СНМ-У. Позначення потоків в трубопроводах і найменування обладнання наведено в табл. 3.1 і табл. 3.2 відповідно.

Вихідний газ, стиснутий компресорами до тиску не більше 6,8 МПа, поступає через сепаратор С1 в адсорбери АР1, АР2.

Адсорбери завантажені активованим вугіллям. У них відбувається очищення початкового газу від N-метилпірролідону і з'єднань сірки. Вихідний газ після очищення поступає на всас відцентрового циркуляційного нагнітача, де змішується з циркуляційним газом. Газова суміш стискається циркуляційним нагнітачем до тиску не більше 5,3 МПа і поступає в два послідовно працюючих рекупераційних теплообмінника АТ1 і АТ2, де за рахунок тепла циркуляційного газу, що виходить з реактору РТ, нагрівається до температури не вище 300<sup>0</sup>С.

Підігрітий газ поступає в реактор синтезу РТ через реактор форконтакту РТ1. Електропідігрівач ЕП включається в роботу при втраті автотермічності процесу синтезу і при розігріванні або повільному охолодженні каталізатору.

Регулювання температури на вході в реактор синтезу проводиться автоматично шляхом подачі газу по «холодному байпасу» в лінію основного ходу газу.

З реактору РТ парогазова суміш виходить з температурою не вище за 300<sup>0</sup>С, далі парогазова суміш поступає в трубний простір рекупераційного теплообмінника АТ1, де охолоджується до температури не більше 150<sup>0</sup>С циркуляційним газом що поступає в реактор, а потім йде до повітря охолоджувальних холодильників-конденсаторів ХК. У холодильниках при температурі не більше 60<sup>0</sup>С метанол конденсується і газометанольна суміш поступає в сепаратор С2.

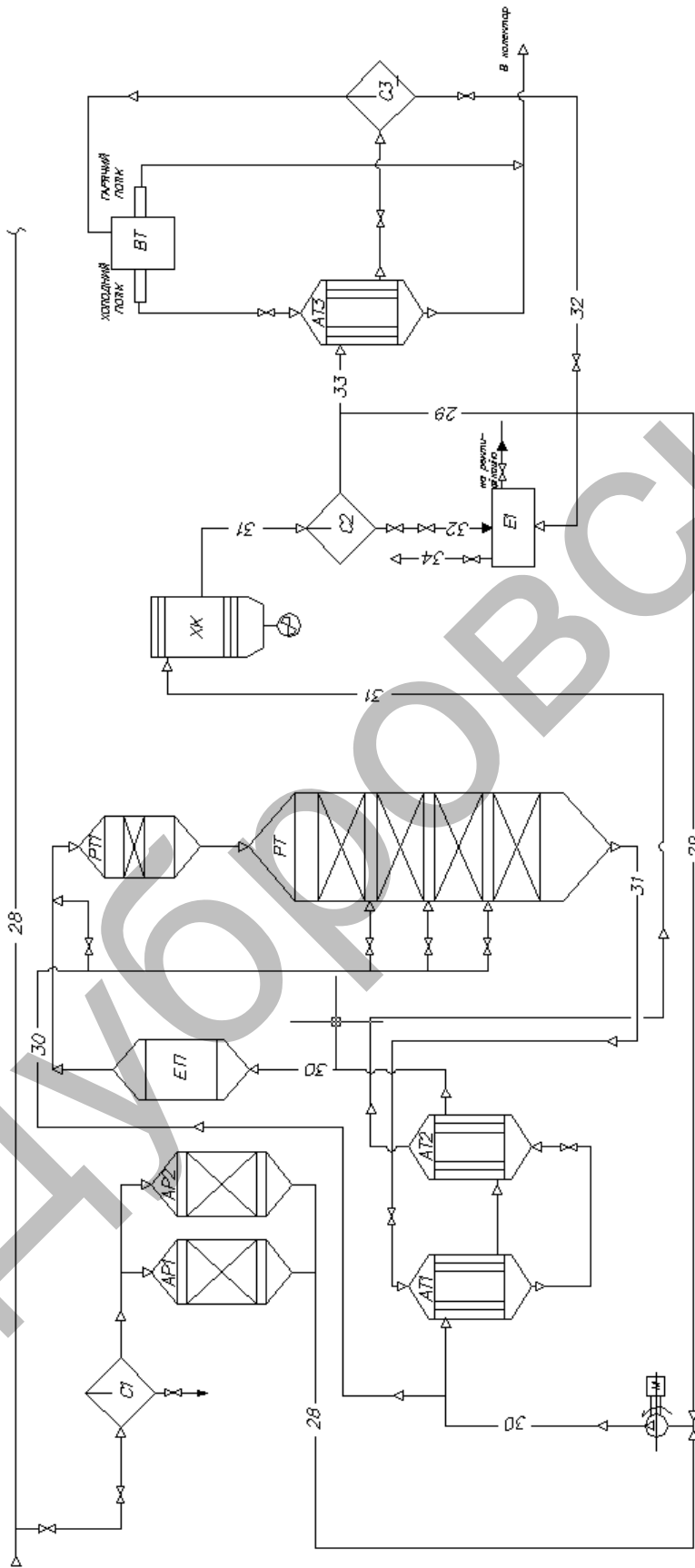


Рисунок 3.1 – Технологічна схема синтезу метанолу

Таблиця 3.1 – Умовні позначення і найменування трубопроводів

Умовне графічне позначення	Найменування середовища в трубопроводі
———— 28 ————	Вихідний газ
———— 29 ————	Циркуляційний газ
———— 30 ————	Змішаний газ
———— 31 ————	ПГС продуктів
———— 32 ————	Метанол сирець
———— 33 ————	Продувний газ
———— 34 ————	Танкові гази

Таблиця 3.2 – Умовні позначення і найменування обладнання

Позначення	Найменування	Кількість
РТ	Реактор	1
РТ1	Форреактор	1
С1	Сепаратор	1
АР1,2	Адсорбер	2
ЕП	Електропідігрівач	1
ХК	Холодильник-конденсатор	8
С2	Сепаратор	1
Е	Збірник	1
ВТ	Вихрова труба	1
АТ1,2	Теплообмінник	2
АТ3	Теплообмінник	1
С3	Сепаратор	1

Температурний режим конденсації пари метанолу в холодильниках-конденсаторах ХК регулюється їх кількістю в роботі. При низьких температурах зовнішнього повітря вентилятори зупиняються в резерв.

Метанол, що сконденсувався, відділяється в сепараторі С2 і поступає в збірник метанолу-сирцю Е1.

Звільнений від сконденсованого метанолу-сирцю, циркуляційний газ поступає на всас циркуляційного нагнітача, де змішується з початковим газом і цикл повторюється. Залишкова частка метанолу в циркуляційному газі залежить від тиску і температури.

Вміст інертів ( $N_2$ ,  $CH_4$ ,  $Ar$ ) в газі, що поступає в реактор синтезу РТ, регулюється шляхом постійного продування агрегату. Видача продувальних газів з системи проводиться після сепаратора С2.

Із збірника Е1 метанол-сирець відправляється у відділення метанолу-ректифікату цеху метанолу-ректифікату і формаліну по двох колекторах.

Продувальні і танкові гази по трубопроводу прямують на установку виділення метанолу.

Для виділення залишкового метанолу-сирцю з продувальних газів передбачена вихрова установка. Виділення метанолу здійснюється за рахунок охолодження продувальних газів. Як джерело холоду використовується вихрова труба, в якій утилізується енергія тиску продувальних газів.

Продувальні гази з температурою не більше  $60^{\circ}C$ , з тиском не більше 5,0 МПа ( $50,0 \text{ кгс/см}^2$ ) з колектору продувальних газів поступають в міжтрубний простір теплообмінника АТЗ. У теплообміннику АТЗ продувальні гази охолоджуються до температури плюс  $5 \div 45^{\circ}C$  холодним потоком газу, що йде з вихрової труби ВТ. При цьому відбувається конденсація пари метанолу з утворенням рідкої фази, яка потім відділяється від газу в сепараторі С3. З сепаратора С3 продувальні гази із залишковим вмістом пари метанолу, з тиском не більше 5,0 МПа ( $50,0 \text{ кгс/см}^2$ ) і температурою плюс  $5 \div 45^{\circ}C$  прямують у вихрову трубу ВТ, де відбувається їх розділення на два потоки – холодний і гарячий.

Холодний потік ( $70 \div 90\%$  від всієї кількості газу) з температурою не нижче «мінус»  $20^{\circ}C$  і тиском від 0,05 до 0,35 МПа ( $0,5$  до  $3,5 \text{ кгс/см}^2$ ) прямує в трубний простір теплообмінника АТЗ, де він охолоджує продувальні гази, що поступають на установку. Гарячий потік з температурою не більше «плюс»  $145^{\circ}C$  змішується з холодним потоком після теплообмінника АТЗ і далі змішаний потік з тиском від 0,05 до 0,35 МПа ( $0,5$ - $3,5 \text{ кгс/см}^2$ ) поступає в колектор продувальних газів [9].

## 4 Матеріальні і теплові розрахунки

### 4.1 Матеріальні розрахунки

Вихідні дані:

Продуктивність агрегату, тис.т/рік 170,00

Молекулярні маси, кг/кмоль [8]:

$(\text{CH}_3)_2\text{O}$	46
CO	28
CO <sub>2</sub>	44
H <sub>2</sub>	2
CH <sub>4</sub>	16
N <sub>2</sub>	28
CH <sub>3</sub> OH	32
H <sub>2</sub> O	18

Щільність водяної пари, кг/м<sup>3</sup> [8] 0,803

Склад початкового газу (об.%) [10]:

CO<sub>2</sub> – 10,7; CO – 17,6; H<sub>2</sub> – 69,31; CH<sub>4</sub> – 2,09; (N<sub>2</sub> + Ar) – 0,3.

Функціонал початкового газу складе:

$$f = \frac{[H_2] - [CO_2]}{[CO] + [CO_2]} = \frac{69,31 - 10,7}{17,6 + 10,7} = 2,07;$$

що відповідає оптимальному технологічному режиму.

Витрата початкового газу – 2300 м<sup>3</sup>/т [10].

Об'ємна швидкість на вході в колону синтезу – 10 000 м<sup>3</sup> на 1 м<sup>3</sup> каталізатора за 1 год. [10].

Перетворення CO<sub>2</sub> приймається рівним 86% (за дослідницькими даними) з обліком CO<sub>2</sub> розчиненого в метанолі і втраченого з продувними газами [10].



Кількість утвореного при синтезі діметилового ефіру – 1,5 кг на 1 т метанолу-сирцю або

$$\frac{1,5 * 22,4}{46} = 0,73 \text{ м}^3 \text{ на 1 т метанолу-сирцю}$$

При зміні лінійної швидкості газу продуктивність мідьвміщуючого каталізатору (СНМ-1) при однакових параметрах процесу практично не змінюється. В цьому випадку зовнішньодифузійне гальмування відсутнє. Зважаючи на зіставність результатів, отриманих на дослідній і дослідно-промисловій установках, можна прийняти, що процес синтезу метанолу і в умовах крупного промислового агрегату описується подібними залежностями. Визначено, що продуктивність каталізатору СНМ-1 при  $49,03 * 10^5$  Па (50 атм) в середині терміну його експлуатації складає 7,5 т  $CH_3OH$  на 1  $\text{м}^3$  каталізатора в добу.

Годинна потужність виробництва складе:

$$\frac{170000}{(365 * 24 - 740)} = 21,2 \text{ т/год} = 508,8 \text{ т/добу}$$

де 365 – кількість календарних днів на рік;

740 – кількість годин на ремонт протягом року [7].

Об'єм каталізатора в колоні синтезу метанолу складає:

$$\frac{508,8}{7,5} = 67,8 \text{ м}^3$$

Константа рівноваги реакції (1.2) при  $280^\circ C$  і  $49,03 * 10^5$  Па (50 атм) складає

$$Kp_{11} = 1,92 * 10^{-2}.$$

У циркуляційному газі вміст  $CO_2$  – 8 об.%; співвідношення  $H_2 : CO = 5 : 7$ .

Розчинність компонентів газу в метанолі при атмосферному тиску і температурі від  $30$  до  $40^\circ C$  складає ( $\text{м}^3 / \text{т}$ ):  $CO_2$  – 2,8;  $CO$  – 0,259;  $H_2$  – 0,096;  $CH_4$  – 0,375;  $(N_2 + Ar)$  – 0,233 [10].

Спочатку розрахунки проводяться на 1 т метанолу-сирцю, а потім перераховують на задану продуктивність установки.

Розрахунок ведеться згідно [10].

Умовні позначення:

$V_{u.g}$  – кількість початкового газу,  $m^3$ ;

$V_{n.g}$  – кількість продувних газів,  $m^3$ ;

$V_{p.g}$  – кількість розчинених в метанолі-сирці газів,  $m^3$ ;

$V_M$  – кількість пари метанолу,  $m^3$ ;

$V_B$  – кількість пари води,  $m^3$ ;

$V_{dm.e}$  – кількість діметилового ефіру,  $m^3$ ;

$V_{ц.g}$  – кількість циркуляційного газу,  $m^3$ ;

$V_I$  – кількість інертних компонентів,  $m^3$ ;

$[CO_2]_{u.g}, [CO]_{u.g}, [H_2]_{u.g}, I_{u.g}$  – вміст компонентів в початковому газі, *об.доли*;

$[CO_2]_{n.g}, [CO]_{n.g}, [H_2]_{n.g}, I_{n.g}$  – вміст компонентів в продувному (циркуляційному) газі, *об.доли*;

$[CO_2]_{p.g}, [CO]_{p.g}, [H_2]_{p.g}, I_{p.g}$  – вміст компонентів в розчиненому газі, *об.доли*.

По кожному компоненту газової суміші відповідно до стехіометричних коефіцієнтів реакцій (1.1 – 1.3) складаються балансові рівняння.

Діоксид вуглецю, що поступає з початковим газом, витрачається на реакцію (1.2), розчиняється в рідкому метанолі-сирці і викидається з продувними газами:

$$[CO_2]_{u.g} * V_{u.g} = V_{\epsilon} - V_{dm.e} + [CO_2]_{p.g} * V_{p.g} + [CO_2]_{n.g} * V_{n.g} \quad (4.1)$$

Діоксид вуглецю, що поступає з початковим газом, витрачається на реакції (1.1 – 1.3), на пари метанолу, що втрачаються з продувними газами, і видаляється з продувними і розчиненими газами.

По реакції (1.2) утворюється еквімолекулярна кількість  $CO$ , рівна  $(V_6 - V_{dm.э})$ :

$$\begin{aligned} [CO_2]_{u.э} * V_{u.э} &= V_M + 2 * V_{dm.э} + [CH_3OH]_{n.э} * V_{n.э} + [CO_2]_{n.э} * V_{n.э} + \\ &+ [CO]_{p.э} * V_{p.э} - (V_6 - V_{dm.э}); \\ [CO]_{u.э} * V_{u.э} &= V_M + 3 * V_{dm.э} + [CH_3OH]_{n.э} * V_{n.э} + [CO]_{n.э} * V_{n.э} + \\ &+ [CO]_{p.э} * V_{p.э} - V_6 \end{aligned} \quad (4.2)$$

Водень що поступає з початковим газом, витрачається на реакції (1.1 – 1.3), на пари метанолу, що втрачаються з продувними газами, і видаляється з продувними і розчиненими газами:

$$\begin{aligned} [H_2]_{u.э} * V_{u.э} &= 2 * V_M + (V_6 - V_{dm.э}) + 4 * V_{dm.э} + \\ &+ 2 * [CH_3OH]_{n.э} * V_{n.э} + [H_2]_{n.э} * V_{n.э} + [H_2]_{p.э} * V_{p.э}; \end{aligned} \quad (4.3)$$

$$\begin{aligned} [H_2]_{u.э} * V_{u.э} &= 2 * V_M + V_6 + 3 * V_{dm.э} + 2 * [CH_3OH]_{n.э} * V_{n.э} + \\ &+ [H_2]_{n.э} * V_{n.э} + [H_2]_{p.э} * V_{p.э} \end{aligned}$$

Інертні компоненти  $CH_4, N_2, Ar$ , що поступають з початковим газом, виводяться з системи з продувними і розчиненими в метанолі газами:

$$(I)_{u.э} * V_{u.э} = (I)_{n.э} * V_{n.э} + (I)_{p.э} * V_{p.э} \quad (4.4)$$

Тонна метанолу-сирцю займає об'єм, рівний  $22400 \text{ м}^3$ :

$$32 * V_M + 18 * V_6 + 46 * V_{dm.э} = 22400 \quad (4.5)$$

Константа рівноваги реакції (1.2) визначається по рівнянню:

$$Kp = \frac{[H_2O]_{вих} * [CO]_{вих}}{[CO_2]_{вих} * [H_2]_{вих}}, \quad (4.6)$$

де  $[H_2O]_{вих}, [CO]_{вих}, [CO_2]_{вих}, [H_2]_{вих}$  – вміст відповідних компонентів на виході з реактора об.%.

$$[CO]_{n.э} + [CO_2]_{n.э} + [H_2]_{n.э} + [I]_{n.э} = 1 \quad (4.7)$$

Вміст пари метанолу в циркуляційному газі складає:

$$\frac{V_M}{V_{u.э}} = [CH_3OH]_{n.э} \text{ (мол.доли)}, \quad (4.8)$$

де  $V_m$  – кількість пари метанолу в циркуляційному газі,  $m^3$ .

Кількість диметилового ефіру, отриманого по відношенню до кількості метанолу, складає:

$$\frac{V_{\text{дм.э}}}{V_m} = V_{\text{дм.э}}, (\text{мол.доли}) \quad (4.9)$$

Склад і кількість початкового газу ( $m^3$  на 1 т метанолу-сирцю):

$$CO_2 - \frac{10,7}{100} * 2300 = 245,75;$$

$$CO - 0,176 * 2300 = 404,8;$$

$$H_2 - 0,6931 * 2300 = 1594,59;$$

$$CH_4 - 0,0209 * 2300 = 47,96;$$

$$Ar + N_2 - 0,0030 * 2300 = 6,9.$$

Всього: 2300 ( $m^3$ ).

Відповідно до кількості диметилового ефіру, що утворився по реакції (1.3), витрата  $H_2$  і  $CO$  складе ( $m^3$  на 1 т метанолу-сирцю):

$$V_{H_2}^{III} = 0,73 * 4 = 2,92;$$

$$V_{CO}^{III} = 0,73 * 2 = 1,46$$

По реакції (1.3) утворилося води на 1 т метанолу-сирцю 0,73  $m^3$  або

$$0,73 * 0,803 = 0,58 \text{ кг}$$

При прийнятому ступені перетворення  $CO_2$  86 % кількість відновленого по реакції (1.2)  $CO_2$  складе на 1 т метанолу-сирцю:

$$245,75 * 0,86 = 211,34 \text{ м}^3$$

відповідно цьому по реакції (1.2) утворилося:

$$CO - 211,34 \text{ м}^3$$

водяної пари – 211,34  $m^3$ , або

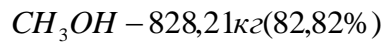
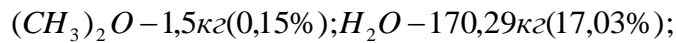
$$211,34 * 0,803 = 169,71 \text{ кг}$$

Загальна кількість води, що утворилася по реакціях (1.2) і (1.3), складе на 1 т метанолу-сирцю:

$$169,71 + 0,58 = 170,29 \text{ кг, або}$$

$$\frac{170,29}{0,803} = 212,06 \text{ м}^3$$

Склад метанолу-сирцю на 1 т метанолу-сирцю:

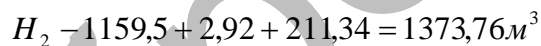
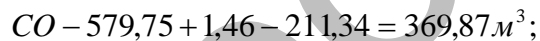
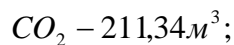


Кількість метанолу, отриманого по реакції (1.1), складає на 1 т метанолу-сирцю:

$$\frac{828,21}{32} * 22,4 = 579,75 \text{ м}^3$$

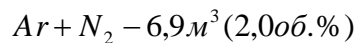
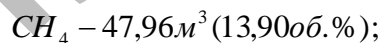
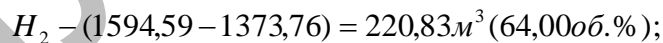
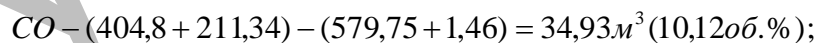
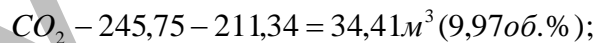
Відповідно цій кількості метанолу, витрата CO на 1 т метанолу-сирцю складе також  $579,75 \text{ м}^3$ , а  $\text{H}_2 - 579,75 * 2 = 1159,50 \text{ м}^3$ .

Теоретична витрата газу на 1 т метанолу-сирцю складає:



Всього:  $1954,97 \text{ м}^3$

Склад і кількість газу, що не вступив в реакцію (втрати), на 1 т метанолу-сирцю:



Всього:  $345,03 \text{ м}^3$  на 1 т метанолу-сирцю

або

$$CO_2 = \frac{34,41 * 44}{22,4} = 67,59 \text{ кг}$$

$$CO = \frac{34,93 * 28}{22,4} = 43,66 \text{ кг}$$

$$H_2 = \frac{220,83 * 2}{22,4} = 19,72 \text{ кг}$$

$$CH_4 = \frac{47,96 * 16}{22,4} = 34,26 \text{ кг}$$

$$Ar + N_2 = \frac{6,9 * 28}{22,4} = 8,63 \text{ кг}$$

Всього: 173,86 кг на 1 т метанолу-сирцю.

Парціальний тиск компонентів при загальному тиску 50 атм ( $49,03 * 10^5 \text{ Па}$ ):

$$p_{CO_2} = \frac{9,97}{100} * 50 = 4,99 \text{ атм} (4,89 * 10^5 \text{ Па})$$

$$p_{CO} = \frac{10,12}{100} * 50 = 5,06 \text{ атм} (4,96 * 10^5 \text{ Па})$$

$$p_{H_2} = \frac{64}{100} * 50 = 32 \text{ атм} (31,38 * 10^5 \text{ Па})$$

$$p_{CH_4} = \frac{13,9}{100} * 50 = 6,95 \text{ атм} (6,82 * 10^5 \text{ Па})$$

$$p_{N_2+Ar} = \frac{2}{100} * 50 = 1,0 \text{ атм} (0,98 * 10^5 \text{ Па})$$

Кількість розчинених в метанолі-сирці компонентів газової суміші визначається на підставі їх розчинності в 100%-ном метанолі при атмосферному тиску.

Для визначення розчинності компонентів газу в метанолі-сирці необхідно ввести коефіцієнт, що враховує концентрацію метанолу в сирці близько 83 % .

Розчинність компонентів газу в 1 т метанолу-сирцю:

$$CO_2 - 2,8 * 4,99 * 0,83 = 11,59 \text{ м}^3 = 22,77 \text{ кг}$$

$$CO - 0,259 * 5,06 * 0,83 = 1,09 \text{ м}^3 = 1,36 \text{ кг}$$

$$H_2 - 0,096 * 32 * 0,83 = 2,55 \text{ м}^3 = 0,23 \text{ кг}$$

$$CH_4 - 0,375 * 6,95 * 0,83 = 2,15 \text{ м}^3 = 1,54 \text{ кг}$$

$$Ar + N_2 - 0,233 * 1,0 * 0,83 = 0,19 \text{ м}^3 = 0,24 \text{ кг}$$

Всього: 17,57 м<sup>3</sup> (26,14 кг) на 1 т метанолу-сирцю.

Склад і кількість компонентів постійного продування (без урахування пари метанолу) на 1 т метанолу-сирцю:

$$CO_2 - 34,41 - 11,59 = 22,82 м^3 (6,97 об. \%);$$

$$CO - 34,93 - 1,09 = 33,84 м^3 (10,33 об. \%);$$

$$H_2 - 220,83 - 2,55 = 218,28 м^3 (66,66 об. \%)$$

$$CH_4 - 47,96 - 2,15 = 45,81 м^3 (13,99 об. \%);$$

$$Ar + N_2 - 6,9 - 0,19 = 6,71 м^3 (2,05 об. \%)$$

Всього: 327,46 м<sup>3</sup> на 1 т метанолу-сирцю.

Кількість газів постійного продування з урахуванням пари метанолу і води, що не сконденсувалася, складає:

$$\frac{327,46 * 100}{(100 - 0,55)} = 329,27 м^3$$

де 0,5 об. % – вміст пари метанолу і води в циркуляційному продувному газі.

Кількість метанолу в продувному газі складає:

$$0,0045 * 329,27 = 1,48 м^3$$

а води

$$0,001 * 329,27 = 0,33 м^3$$

Кількість і склад газів постійного продування з урахуванням пари метанолу і води, що не сконденсувалася, на 1 т метанолу-сирцю:

$$CO_2 - 22,82 м^3 = 44,83 кг (6,93 об. \%);$$

$$CO - 33,84 м^3 = 42,3 кг (10,28 об. \%);$$

$$H_2 - 218,28 м^3 = 19,49 кг (66,29 об. \%);$$

$$CH_4 - 45,81 м^3 = 1,46 кг (13,91 об. \%);$$

$$Ar + N_2 - 6,71 м^3 = 8,39 кг (2,04 об. \%);$$

$$CH_3OH - 1,48 м^3 = 2,11 кг (0,45 об. \%);$$

$$H_2O - 0,33 м^3 = 0,27 кг (0,10 об. \%)$$

Всього: 329,27 м<sup>3</sup> (118,85 кг) на 1 т метанолу-сирцю.

Функціонал газів постійного продування складе:

$$f = \frac{[H_2] - [CO_2]}{[CO] + [CO_2]} = \frac{66,29 - 6,93}{10,28 + 6,93} = 3,4;$$

Кількість газу, що поступає в колону синтезу, визначають, виходячи з об'ємної швидкості газу і продуктивності каталізатора.

$$\text{Вихід метанолу-сирцю} \frac{7,5}{0,83} = 9,06 \text{ т на } 1 \text{ м}^3 \text{ каталізатора на добу.}$$

Кількість газу на вході в реактор:

$$\frac{10000 * 24}{9,06} = 26440 \text{ м}^3 \text{ на } 1 \text{ т метанолу-сирцю.}$$

Кількість циркуляційного газу (до змішення з початковим газом):

$$26440 - 2300 = 24140 \text{ м}^3 \text{ на } 1 \text{ т метанолу-сирцю.}$$

Кількість окремих компонентів в циркуляційному газі після сепаратора визначається на підставі кількості циркуляційного газу і складу продувних газів.

Так, на 1 т метанолу-сирцю (у м<sup>3</sup>):

$$CO_2 - 0,0693 * 24140 = 1672,9;$$

$$CO - 0,1028 * 24140 = 2481,59;$$

$$H_2 - 0,6629 * 24140 = 16002,41;$$

$$CH_4 - 0,1391 * 24140 = 3357,87;$$

$$Ar + N_2 - 0,0204 * 24140 = 492,46;$$

$$CH_3OH - 0,0045 * 24140 = 108,63;$$

$$H_2O - 0,001 * 24140 = 24,14$$

Всього: 24140 м<sup>3</sup> газу на 1 т метанолу-сирцю.

Склад і кількість газу після змішення циркуляційного і початкового газів (на вході в колону синтезу) на 1 т метанола-сирцю:

$$CO_2 - 1672,9 + 245,75 = 1918,65 \text{ м}^3 (7,26 \text{ об. \%});$$

$$CO - 2481,59 + 404,8 = 2886,39 \text{ м}^3 (10,92 \text{ об. \%});$$

$$H_2 - 16002,41 + 1594,59 = 17597,00 \text{ м}^3 (66,55 \text{ об. \%});$$

$$CH_4 - 3357,87 + 47,96 = 3405,83 \text{ м}^3 (12,88 \text{ об. \%});$$

$$Ar + N_2 - 492,46 + 6,9 = 499,36 \text{ м}^3 (1,89 \text{ об. \%});$$

$$CH_3OH - 108,63 \text{ м}^3 (0,41 \text{ об. \%});$$

$$H_2O - 24,14 \text{ м}^3 (0,09 \text{ об. \%})$$



Всього: 26440 м<sup>3</sup> газу на 1 т метанолу-сирцю.

Функціонал після змішення циркуляційного і початкового газів (на вході в колону синтезу) складе:

$$f = \frac{[H_2] - [CO_2]}{[CO] + [CO_2]} = \frac{66,55 - 7,26}{10,92 + 7,26} = 3,2;$$

що відповідає технологічному режиму.

Склад і кількість газу на виході з колони синтезу визначається, виходячи з витрати реагентів і отриманих продуктів по реакціях (1.1 – 1.3) на 1 т метанолу-сирцю:

$$CO_2 - 1918,65 - 211,34 = 1707,31 м^3 (6,76 об. \%);$$

$$CO - 2886,39 + 211,34 - 581,21 = 2516,52 м^3 (9,95 об. \%);$$

$$H_2 - 17597,0 - 1373,76 = 16223,24 м^3 (64,18 об. \%);$$

$$CH_4 - 3405,83 м^3 (13,48 об. \%);$$

$$Ar + N_2 - 499,36 м^3 (1,98 об. \%);$$

$$CH_3OH - 108,63 + \frac{828,21 * 22,4}{32} = 688,68 м^3 (2,72 об. \%);$$

$$H_2O - 24,14 + 212,06 = 236,2 м^3 (0,93 об. \%);$$

$$(CH_3)_2O - 0,73 м^3 (0,003 об. \%)$$

Всього: 25277,57 м<sup>3</sup> газу на 1 т метанолу-сирцю.

Кількість і склад пари метанолу-сирцю, що сконденсувалася, в холодильнику-конденсаторі на 1 т метанолу-сирцю:

$$CH_3OH - 579,75 - 1,48 = 578,27 м^3 (73,1 об. \%);$$

$$(CH_3)_2O - 0,73 м^3 (0,09 об. \%);$$

$$H_2O - 212,06 - 0,33 = 211,73 м^3 (26,80 об. \%)$$

Всього: 790,73 м<sup>3</sup> на 1 т метанолу-сирцю.

Кількість і склад газу після холодильника-конденсатора на 1 т метанолу-сирцю:

$CO_2 - 1707,31 \text{ м}^3 (6,97 \text{ об.} \%)$ ;  
 $CO - 2516,52 \text{ м}^3 (10,27 \text{ об.} \%)$ ;  
 $H_2 - 16223,24 \text{ м}^3 (66,25 \text{ об.} \%)$ ;  
 $CH_4 - 3405,83 \text{ м}^3 (13,92 \text{ об.} \%)$ ;  
 $Ar + N_2 - 499,36 \text{ м}^3 (2,04 \text{ об.} \%)$ ;  
 $CH_3OH - 688,38 - 578,27 = 110,11 \text{ м}^3 (0,45 \text{ об.} \%)$ ;  
 $H_2O - 236,2 - 211,73 = 24,47 \text{ м}^3 (0,10 \text{ об.} \%)$

Всього:  $24486,84 \text{ м}^3$  газу на 1 т метанолу-сирцю.

Кількість і склад газу після сепаратора (визначається відніманням з кількості газу після холодильника-конденсатора розчинених газів) на 1 т метанолу-сирцю:

$CO_2 - 1707,31 - 11,59 = 1695,72 \text{ м}^3 (6,93 \text{ об.} \%)$   
 $CO - 2516,52 - 1,09 = 2515,43 \text{ м}^3 (10,28 \text{ об.} \%)$ ;  
 $H_2 - 16223,25 - 2,55 = 16220,69 \text{ м}^3 (66,29 \text{ об.} \%)$ ;  
 $CH_4 - 3405,83 - 2,15 = 3403,68 \text{ м}^3 (13,91 \text{ об.} \%)$ ;  
 $Ar + N_2 - 499,36 - 0,19 = 499,17 \text{ м}^3 (2,04 \text{ об.} \%)$   
 $CH_3OH - 110,11 \text{ м}^3 (0,45 \text{ об.} \%)$ ;  
 $H_2O - 24,47 \text{ м}^3 (0,10 \text{ об.} \%)$

Всього:  $24469,27 \text{ м}^3$  газу на 1 т метанолу-сирцю.

Кількість і склад циркуляційного газу після видалення газів постійного продування з циклу на 1 т метанолу-сирцю:

$CO - 2515,43 - 33,84 = 2481,59 \text{ м}^3 (10,28 \text{ об.} \%)$ ;  
 $H_2 - 16220,69 - 218,28 = 16002,41 \text{ м}^3 (66,29 \text{ об.} \%)$   
 $CH_4 - 3403,68 - 45,81 = 3357,87 \text{ м}^3 (13,91 \text{ об.} \%)$ ;  
 $N_2 + Ar - 499,17 - 6,71 = 492,46 \text{ м}^3 (2,04 \text{ об.} \%)$ ;  
 $CH_3OH - 110,11 - 1,48 = 108,63 \text{ м}^3 (0,45 \text{ об.} \%)$ ;  
 $H_2O - 24,47 - 0,33 = 24,14 \text{ м}^3 (0,10 \text{ об.} \%)$

Всього:  $24140,0 \text{ м}^3$  газу на 1 т метанолу-сирцю.

Зводимо вище проведені розрахунки матеріального балансу в таблицю 4.1.

Матеріальний баланс на годинну потужність представлений в таблиці 4.2.

Таблиця 4.1 – Таблиця матеріального балансу на 1т метанолу-сирцю

Найменування потоку	Од. вим.	Компоненти								Всього
		CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	CH <sub>3</sub> OH	(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> O	
1 Початковий газ	м <sup>3</sup>	245,75	404,80	1594,59	47,96	6,90	-	-	-	2300
	об.%	10,70	17,60	69,31	2,09	0,30	-	-	-	100
2 Газ на вході в реактор синтезу	м <sup>3</sup>	1918,65	2886,39	17597	3405,83	499,36	108,63	-	24,14	26440
	об.%	7,26	10,92	66,55	12,88	1,89	0,41	-	0,09	100
3 Утворилось в реакторі синтезу	м <sup>3</sup>		211,34	-	-	-	579,75	0,73	212,06	1003,88
4 Теоретична витрата газу	м <sup>3</sup>	211,34	581,21	1373,76	-	-	-	-	-	2166,31
5 Газ на виході з реактору синтезу	м <sup>3</sup>	1707,31	2516,52	16223,24	3405,83	499,36	688,38	0,73	236,2	25277,57
	об.%	6,76	9,95	64,18	13,48	1,98	2,72	0,003	0,93	100
6 Метанол, сконденсований в холодильнику-конденсаторі	м <sup>3</sup>	-	-	-	-	-	578,27	0,73	211,73	790,73
	об.%	-	-	-	-	-	73,11	0,09	26,8	100
7 Газ після холодильника-конденсатора	м <sup>3</sup>	1707,31	2516,52	16223,24	3405,83	499,36	110,11	-	24,47	24486,84
	об.%	6,97	10,27	66,25	13,92	2,04	0,45	-	0,10	100
8 Гази, розчинені в рідкому метанолі	м <sup>3</sup>	11,59	1,09	2,55	2,15	0,19	-	-	-	17,57
	об.%	65,96	6,20	14,52	12,24	1,08	-	-	-	100
9 Циркуляційний газ після сепаратора	м <sup>3</sup>	1695,72	2515,43	16220,69	3403,68	499,17	110,11	-	24,47	24469,27
	об.%	6,93	10,28	66,29	13,91	2,04	0,45	-	0,10	100
10 Гази, віддугі з системи	м <sup>3</sup>	22,82	33,83	218,28	45,81	6,71	1,48	-	0,33	329,27
	об.%	6,93	10,28	66,29	13,91	2,04	0,45	-	0,10	100
11 Газова суміш після виділення продувних газів	м <sup>3</sup>	1672,9	2481,59	16002,41	3357,87	492,46	108,63	-	24,14	24140
	об.%	6,93	10,28	66,29	13,91	2,04	0,45	-	0,10	100
12 Метанол-сирець	м <sup>3</sup>						579,75	0,73	212,06	792,54
	кг						828,21	1,50	170,29	1000
	%						82,82	0,15	17,03	100

Таблиця 4.2 – Матеріальний баланс

Прихід							Витрата						
потік	м <sup>3</sup> /т	% об.	м <sup>3</sup> /Год	кг/т	% ваг.	кг/Год	потік	м <sup>3</sup> /т	% об.	м <sup>3</sup> /Год	кг/т	% ваг.	кг/Год
1 Початковий газ у т.ч.:	2300,0	100,00	48760,00	1173,98	100,00	24888,38	1 Метанол-сирець у т.ч.:	792,54	100,00	16801,85	1000,0	100,00	21200,00
CO <sub>2</sub>	245,75	10,67	5209,90	482,72	41,12	10233,66	CH <sub>3</sub> OH	579,75	73,15	12290,70	828,21	82,82	17558,05
CO	404,80	17,60	8581,76	506,00	43,10	10727,20	(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> O	0,73	0,09	15,48	1,50	0,15	31,80
H <sub>2</sub>	1594,59	69,33	33805,31	142,37	12,13	3018,24	H <sub>2</sub> O	212,06	26,76	4495,67	170,29	17,03	3610,15
CH <sub>4</sub>	47,96	2,10	1016,75	34,26	2,92	726,31	2 Продуктивний газ	345,03	100,00	7314,64	173,86		3685,83
N <sub>2</sub>	6,90	0,3	146,28	8,63	0,73	182,96							
2 Циркуляційний газ у т.ч.:	24140,0	100,00	511768,00	11005,48	100,00	233316,18	3 Циркуляційний газ у т.ч.:	24140,0	100,00	511768,00	11005,48	100,00	233316,18
CO <sub>2</sub>	1672,90	6,93	35465,48	3286,05	29,86	69664,26	CO <sub>2</sub>	1672,90	6,93	35465,48	3286,05	29,86	69664,26
CO	2481,59	10,28	52609,71	3101,99	28,19	65762,19	CO	2481,59	10,28	52609,71	3101,99	28,19	65762,19
H <sub>2</sub>	16002,41	66,29	339251,09	1428,79	12,98	30290,35	H <sub>2</sub>	16002,41	66,29	339251,09	1428,79	12,98	30290,35
CH <sub>4</sub>	3357,87	13,91	71186,84	2398,48	21,79	50847,78	CH <sub>4</sub>	3357,87	13,91	71186,84	2398,48	21,79	50847,78
N <sub>2</sub>	492,46	2,04	10440,15	615,58	5,59	13050,30	N <sub>2</sub>	492,46	2,04	10440,15	615,58	5,59	13050,30
CH <sub>3</sub> OH	108,63	0,45	2302,96	155,19	1,41	3290,03	CH <sub>3</sub> OH	108,63	0,45	2302,96	155,19	1,41	3290,03
H <sub>2</sub> O	24,14	0,10	511,77	19,40	0,18	411,28	H <sub>2</sub> O	24,14	0,10	511,77	19,40	0,18	411,28
Всього:	26440		560528	12179		258204	Всього:	25278		535884	12179		258204

## 4.2 Теплові розрахунки

Вихідні дані:

Температура, °С:

газової суміші на вході в реактор 220

газової суміші на виході з реактора 280

холодної (байпасної) газової суміші 45

Рівняння теплового балансу реактора в загальному виді:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4, \quad (4.10)$$

де  $Q_1$  – теплота, яка вноситься з газовою сумішшю, кДж;

$Q_2$  – теплота реакцій, кДж;

$Q_3$  – теплота, яка виноситься з реактора з газовою сумішшю, кДж;

$Q_4$  – теплові втрати, кДж.

Значення молярних теплоємностей знаходять по довіднику [9]; склади газу див. матеріальний розрахунок стадії синтезу (таблиця 4.2). Розрахунок значення середніх об'ємних теплоємностей газової суміші при  $T_1 = 45 + 273 = 318$  К,  $T_2 = 220 + 273 = 493$  К,  $T_3 = 280 + 273 = 553$  К представлений в таблиці 4.3.

Таблиця 4.3 – Розрахунок теплоємності газової суміші

Компонент	$\varphi_i, \%$	$C_i, \text{Дж}/(\text{моль} \cdot \text{К})$	$C_i \varphi_i / (22,4 \cdot 100), \text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{К})$	$C_i, \text{Дж}/(\text{моль} \cdot \text{К})$	$C_i \varphi_i / (22,4 \cdot 100), \text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{К})$	$\varphi_i, \%$	$C_i, \text{Дж}/(\text{моль} \cdot \text{К})$	$C_i \varphi_i / (22,4 \cdot 100), \text{кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{К})$
		T=493 К		T=318 К			T=553 К	
CH <sub>4</sub>	12,88	46,31	0,2663	36,30	0,2087	13,48	48,60	0,2925
CH <sub>3</sub> OH	0,41	58,85	0,0108	45,59	0,0083	2,72	61,81	0,0751
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> O	-	-	-	-	-	0,003	96,30	0,0001
H <sub>2</sub>	66,55	29,06	0,8634	28,81	0,8559	64,18	29,16	0,8355
N <sub>2</sub>	1,89	29,94	0,0253	29,24	0,0247	1,98	30,11	0,0266
CO	10,92	30,19	0,1472	29,26	0,1426	9,95	30,38	0,135
CO <sub>2</sub>	7,26	44,85	0,1454	38,56	0,125	6,76	45,75	0,1381
H <sub>2</sub> O	0,09	35,31	0,0014	33,73	0,0014	0,93	35,72	0,0148
Разом	100,00	-	1,4598	-	1,3666	100,00	-	1,5177

Визначають теплові потоки  $Q_1$  та  $Q_3$ :

$$Q_1 = (7 \cdot 26440 / 3600 - x) \cdot 1,4598 \cdot 220 + x \cdot 1,3666 \cdot 45 = 16511,4 - 259,7 \cdot x \text{ кВт}$$

$$Q_3 = 25277,57 \cdot 7 / 3600 \cdot 1,5177 \cdot 280 = 20886,9 \text{ кВт}$$

де  $x$  – кількість холодного (байпасного) газу,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

За довідником [9] знаходяться значення ентальпій утворення з'єднань  $\Delta H^\circ_{298}$  (табл. 4.4) і розраховуються теплоти реакцій (у  $\text{кДж/моль}$ ):

Таблиця 4.4 – Розрахунок теплоти реакцій

Реакція (1.1 – 1.3)	$\Delta H^\circ_{298} = \sum \Delta H^\circ_{298(\text{кон})} - \sum \Delta H^\circ_{298(\text{исх})}$
$\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OH}_{(\text{r})} + \text{H}_2\text{O}_{(\text{r})}$	$(-241,81) + (-201,00) - (393,51) = -49,30$
$\text{CO} + \text{H}_2\text{O}_{(\text{r})} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	$(-393,51) - (-110,53) - (-241,81) = -41,17$
$2\text{CO} + 4\text{H}_2 \leftrightarrow (\text{CH}_3)_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}_{(\text{r})}$	$(-241,81) + (-184,05) - 2 \cdot (-110,53) = -204,8$

Теплота реакцій (1.1 – 1.3):  $Q_2 = 5806,99 \text{ кВт}$

Приймаємо, що тепловтрати в навколишнє середовище складають 3% від загального приходу теплоти:

$$Q_4 = 0,03 \cdot (16511,4 - 259,7 \cdot x + 5806,99) = 669,6 - 7,8 \cdot x, \text{ кВт}$$

Об'ємну витрату холодного (байпасного) газу знаходять з рівняння теплового балансу реактора:

$$16511,4 - 259,7 \cdot x + 5806,99 = 20886,9 + 669,6 - 7,8 \cdot x$$

$$x = 3,03 \text{ м}^3/\text{с} = 10908 \text{ м}^3/\text{год.}$$

$$Q_1 = 16511,4 - 259,7 \cdot 3,03 = 15724,5 \text{ кВт}$$

$$Q_4 = 669,6 - 7,8 \cdot 3,03 = 646 \text{ кВт}$$

Вищенаведені розрахунки зводимо в таблицю 4.5.

Таблиця 4.5 – Тепловий баланс реактору синтезу метанолу

Прихід	кВт	%	Витрата	кВт	%
1 Тепловий потік газової суміші	15724,5	73,0	3 Тепловий потік газової суміші	20886,9	97,0
2 Теплота реакцій	5806,99	27,0	4 Тепловтрати в навколишнє середовище	646	3,0
Усього	21532	100,0	Усього	21532	100,0

## 5 Вибір і розрахунок основного апарату

Реактор призначений для одержання газоподібного метанолу із синтез-газу, що надходить зі стадії конверсії природного газу.

Температурний режим реактора підтримують подачею холодного (байпасного) газу між шарами каталізатора.

Реактор синтезу входить до складу виробництва метанолу. Реактор являє собою вертикальний циліндричний апарат з еліптичними верхнім і нижнім днищами, газорозподільним пристроєм, змішувачами, що відповідають технологічному призначенню штуцерами, двома люками, призначеними для завантаження каталізатора, внутрішнього огляду, а також монтажу і демонтажу внутрішніх частин апарата.

У верхній частині апарата розташоване газорозподільний пристрій, що вставляється в штуцер і приварюється чотирма лапами до верхнього днища реактора.

Каталізатор, що знаходиться в реакторі, умовно розбитий на чотири шари з уведенням "холодного" байпаса між ними. Холодний газ подається в шар каталізатора по розподільниках спеціальної конструкції, що повинні забезпечувати рівномірний розподіл холодного газу по шарах каталізатора, а також гарне змішання гарячого і холодного газів. Для контролю температури в зоні каталізатора розташовані багатозонні термомпари.

Унизу реактора над штуцером виходу газу розташоване еліптичне днище, перфороване, покрите двома шарами дрібної дротяної сітки, над якою покладений шар порцелянових куль діаметром 25 мм. Поверх куль завантажуються каталізатор, що розмежовується з кулями двома шарами дрібної дротяної сітки.

Конструкція апарата дозволяє швидко розвантажувати каталізатор. Для цього в нижній частині реактора передбачені штуцера для вивантаження каталізатора.

Реактор установлюється на циліндричній опорі, у якій передбачений лаз.

Принцип роботи апарата полягає в наступному. Основний потік синтез-газу через штуцер Б надходить у верхню частину реактора на розподільник і подається у верхній шар каталізатора. Проходячи через шар каталізатора, газ вступає в реакцію синтезу метанолу. Дійшовши до середньої частини реактора реакційний газ змішується з холодним синтез-газом, що подається через розподільний пристрій, і надходить на нижні шари каталізатора. Після чого прореагувавши суміш через штуцер В виходить з реактора [4].

#### 5.1 Конструктивний розрахунок

Потужність  $1\text{ м}^3$  каталізатора СНМ-1 по метанолу-сирцю складає 12 т/добу. Потужність реактора 21,2 т/год. (508,8 т/добу), необхідний обсяг каталізатора для забезпечення заданої продуктивності

$$V_k = \frac{508,8}{12} = 42,4 \text{ м}^3$$

Необхідне число реакторів:

$$n = \frac{42,4}{60} = 0,71$$

Приймаємо до установки один реактор.

Висота шару каталізатора в реакторі:

$$h = V_k / S \tag{5.1}$$

$$h = 60 / (0,785 * 3,6^2) = 6 \text{ м}$$

при загальній висоті реактора 10,32 м.



## 5.2 Механічний розрахунок

За розрахункову температуру стінки апарата приймаємо найбільше значення температури  $T_{\text{розр.}} = 300^{\circ}\text{C}$ .

Апарат працює під внутрішнім робочим тиском  $P = 5,47\text{ МПа}$ .

При робочому внутрішньому тиску  $5,47\text{ МПа}$  розрахунковий тиск вираховується по формулі:

$$P_{\text{розр}} = 0,9 * P * (1 + x), \quad (5.2)$$

де  $x$  – запізнення спрацьовування запобіжного клапану; при  $P = 0,3 \div 6,0\text{ МПа}$  дорівнює  $x = 0,15$ .

$$P_{\text{розр}} = 0,9 * 5,47 * (1 + 0,15) = 5,66\text{ МПа}$$

Допустиме напруження вираховується згідно формули:

$$[\sigma] = \min \left\{ \frac{\sigma_s}{n_s}; \frac{\sigma_T}{n_T} \right\} \quad (5.3)$$

де  $\sigma_s$  – умовна межа міцності, МПа;

$\sigma_T$  – умовна межа текучості, МПа;

$n_s$  – запас міцності по умовній межі міцності; приймається рівним  $2,4$  [14];

$n_T$  – запас міцності по умовній межі текучості; приймається рівним  $1,5$  [14];

$$[\sigma] = \min \left\{ \frac{460}{2,4}; \frac{200}{1,5} \right\}$$

$$[\sigma] = 133,33\text{ МПа}$$

Коефіцієнт міцності звареного шва приймаємо  $\varphi = 0,9$ .

Збільшення до розрахункових товщин варто визначати по формулі:

$$C = C_1 + C_2 + C_3 \quad (5.4)$$

де  $C_1$  – збільшення для компенсації корозії та ерозії, мм;

$C_2$  – збільшення для компенсації мінусового допуску, мм;

$C_3$  – збільшення технологічне, мм; приймаємо рівним  $0$  мм.

Збільшення  $C_1$  визначається по формулі:

$$C_1 = P * \tau + C_e, \quad (5.5)$$

де  $P = 0,12$  - швидкість проникнення корозії, мм/рік;

$\tau = 10$  – термін служби апарата, років;

$C_e = 0$  – збільшення для компенсації ерозії, мм.

$$C_1 = 0,12 * 10 = 1,2 \text{ мм}$$

Збільшення  $C_2$  вибирається залежно від товщини листа, приймаємо  $C_2 = 0,8$  мм.

$$C = 1,2 + 0,8 = 2 \text{ мм}$$

Розрахунок обичайки, навантаженої внутрішнім тиском проводять по ГОСТ 14249-89.

Розрахункову товщину стінки від дії внутрішнього тиску обчислюємо по формулі:

$$S_R = \frac{P * D}{2[\sigma] * \varphi - P}, \quad (5.6)$$

де  $P$  – максимальний надмірний тиск в апараті, МПа; 5,66 МПа;

$[\sigma]$  – допустима напруга сталі, МПа; 133,33 МПа;

$\varphi$  – коефіцієнт міцності зварного шва; приймаємо 0,9;

$D$  – розмір обичайки, мм; 3600 мм.

$$S_R = \frac{5,66 * 3600}{2 * 133,33 * 0,9 - 5,66} = 86,95 \text{ мм}$$

Виконавчу товщину стінки визначаємо по формулі

$$S \geq S_p + C \quad (5.7)$$

$$S \geq 86,95 + 2 = 88,95 \text{ мм}$$

Приймаємо за сортаментом виконавчу товщину стінки циліндрової обичайки рівною  $S = 100$  мм.

Перевіримо допустимий тиск:

$$P_{\text{доп}} = \frac{2 * \varphi * [\sigma] * (s - c)}{D + (s - c)} \geq P \quad (5.8)$$

$$P_{\text{доп}} = \frac{2 * 0,9 * 133,33 * (100 - 2)}{3600 + (100 - 2)} = 6,36 \text{ МПа}$$

Умова виконується:  $P_{\text{розр.}} = 5,66 \text{ МПа} < P_{\text{доп}} = 6,36 \text{ МПа}$

Перевірка умов застосування розрахункових формул:

$$\frac{s - c}{D} < 0,1 \quad (5.9)$$

$$\frac{100 - 2}{3600} = 0,027 < 0,1 \text{ умова виконується.}$$

## 6 Вибір допоміжного обладнання

Вибір допоміжного обладнання стадії синтезу метанолу представлений в таблиці 6.1.

Таблиця 6.1 – Перелік технологічного обладнання

Поз.	Найменування устаткування	Призначення і коротка характеристика	Матеріал	Кіл.
1	2	3	4	5
С1	Сепаратор	Призначений для відділення з початкового газу конденсата та масла. Діаметр 1600 мм, висота 3475 мм.	Сталь вуглецева (0912С)	1
АТ1,2	Теплообмінник	Двоелементний, кожухотрубчатий, горизонтальний $F_{\text{общ.}} = 1620 \times 2 = 3240 \text{ м}^2$ Робочі умови: Трубний простір: тиск – не більш 5,3 МПа температура: на вході 200°C, на виході 150°C Міжтрубний простір: тиск – не більш 5,3 МПа температура: на вході 60°C, на виході 130°C Середовище: циркуляційний газ Газова суміш: CO, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub> , N <sub>2</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> , O <sub>2</sub> , сліди CH <sub>3</sub> OH у парах, H <sub>2</sub> O Діаметр кожуха $D_{\text{вн.}} = 1800 \text{ мм}$ Діаметр теплообмінних труб 20×2,0мм Довжина труб 6000 мм	Сталь різна зокрема 12МХ, 0Х18Н10Т	2
ЕП	Електропідігрівач	Призначений для підігріву газу до температури початку реакції утворення метанолу 220°C. Вертикальний циліндровий апарат з приварним еліптичним днищем, діаметр 1800 мм, висота 9350 мм.	Сталь 12МХ, 15МХ; сталь Х18Н10Т	1
ХК	Холодильник-конденсатор	Апарат повітряного охолодження типа АВЗ з горизонтальним розташуванням трубних секцій з трубками завдовжки 6м. Поверхня теплообміну: зовнішня 7500 м <sup>2</sup> , внутрішня 390 м <sup>2</sup>	Сталь різна зокрема: 12МХ, вуглецева сталь	8
ВТ	Труба вихрєва	Д= 76х6 мм, L= 2790 мм Середовище: продувний газ.	Сталь 20; 30Х13, 12Х18Н10Т	1

Продовження таблиці 6.1.

1	2	3	4	5
PT	Реактор	Робочі умови: Тиск - не більш 5,5 МПа Температура в зоні реакції не більш 300°C Середовище : циркуляційний газ, пари метанолу Газова суміш: CO, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub> , N <sub>2</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> , O <sub>2</sub> , сліди СН <sub>3</sub> ОН у парах, Н <sub>2</sub> О Д <sub>вн.</sub> =3600 мм, Н=16345 мм Об'єм каталізатора V <sub>кат.</sub> =60 м <sup>3</sup>	Сталь різна зокрема: X18H10T 12МХ, 15МХ, вуглецева сталь	1
PT1	Форреактор синтезу метанолу	Робочі умови: Тиск – не більше 5,3 МПа (53,0 кгс/см <sup>2</sup> ) Температура в зоні реакції не більше 300 °С Середовище : циркуляційний газ, пари метанолу Газова суміш: CO, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub> , N <sub>2</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> , , сліди СН <sub>3</sub> ОН у парах, Н <sub>2</sub> О Д <sub>вн.</sub> =2400 мм, Н=5800 мм Об'єм каталізатора V <sub>кат.</sub> =2,59 м <sup>3</sup>	Сталь різна у тому числі: 12МХ, 15МХ, вуглецева сталь	1
C2,3	Сепаратор	Робочі умови: тиск – не більш 5,3 МПа, температура не більш 40°C Середовище: рідкий метанол, циркуляційний газ Газова суміш: CO, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub> , N <sub>2</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> , СН <sub>3</sub> ОН, Н <sub>2</sub> О Д <sub>вн.</sub> =2400 мм, L=8915 мм, вміст 32 м <sup>3</sup> Робочі умови: тиск –5,39 МПа	Сталь вуглецева	2
E1	Збірник	Робочі умови: тиск – не більш 0,4 МПа температура не більш 40°C Середовище: токсична, вибухонебезпечна Рідкий метанол, танкові гази: CO, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub> , N <sub>2</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> , СН <sub>3</sub> ОН, Н <sub>2</sub> О Д <sub>вн.</sub> =2000 мм, Н=3705 мм, місткість 10 м <sup>3</sup>	Матеріал: різний	1
AT3	Теплообмінник	Ду 1000 мм, L <sub>труб</sub> =6000 мм, n <sub>тр.</sub> =718 шт., d <sub>тр.</sub> =25мм, F =336 м <sup>2</sup> Трубний простір. Місткість 2,6 м <sup>3</sup> . Робочі умови: тиск - 5,198 МПа, температура на вході –70 °С Середовище: газ продувний. Міжтрубний простір. Місткість 2,9 м <sup>3</sup> Робочі умови: тиск - 0,294 МПа , температура стінки – 35°C. Середовище: газ продувний	Корпус - вуглецева сталь; трубчатка, вхідна і вихідна камери - нержавіюча сталь	1

## 7 Контроль роботи, норми і правила обслуговування основного апарату

Сучасні хіміко-технологічні процеси відрізняються високими швидкостями протікання технологічних процесів і хімічних реакцій, складними технологічними схемами, великою кількістю апаратів, складними умовами ведення процесу (високі температури і тиск). Виробництво синтезу метанолу крім того є неперервним і багатотонажним; характеризується наявністю пожежо- та вибухонебезпечних факторів, можливістю викиду шкідливих речовин у навколишнє середовище.

Керувати такими процесами, використовуючи застарілі засоби контролю і системи регулювання, забезпечуючи при цьому високі техніко-економічні показники (мінімальні витрати сировини, матеріалів та енергоресурсів, максимальний обсяг випуску продукції) і якість продукції, неможливо. Для цього в даному дипломному проєкті запропоновано використовувати АСКТП на базі мікропроцесорного керуючого обчислювального комплексу (далі КОК) МСКУ-М.

Робочим режимом обраний режим безпосереднього цифрового керування. Працюючи в даному режимі, КОК виконує наступні функції: збір і обробку виміррювальної інформації на пристрої контролю, формування керуючих впливів відповідно до заздалегідь заданих критеріїв оптимальності і видачу їх на виконавчі механізми.

У стандартній конфігурації МСКУ-М задіяні наступні блоки:

- РГ і РГ2 – блоки вхідних і вихідних гальванічних розв'язок. Основне призначення цих блоків полягає в захисті мікропроцесорного контролера від коротких замикань у схемах живлення датчиків і виконавчих механізмів;
- АЦП і ЦАП – блоки аналого-цифрового і цифро-аналогового перетворення сигналів;
- ЦИП – блок цифро-імпульсного перетворення сигналів;

- ЦДП і ДЦП – блоки цифро-дискретного і дискретно-цифрового перетворення сигналів;
- АЛГО – блок алгоритмічного перетворення сигналів;
- МСКУ-М – працює з уніфікованими струмовими сигналами.

Робоче місце оператора технолога (РМОТ) обладнане пристроями контролю (КК) (дисплеї, монітори екрани, принтери тощо), панелями ручного керування (РУ) (в оперативного персоналу завжди повинна бути можливість перевести технологічний процес з автоматичного режиму на ручний і навпаки) і схем сигналізації (З), яка, як правило, виконується на мнемосхемі виробництва [26].

#### 7.1 Контроль технологічних параметрів

Для забезпечення стабільної роботи стадії синтезу у виробництві метанолу на щит КВПіА в ЦПУ необхідно виводити наступну вимірювальну інформацію:

1. витрата вихідного газу на установку (FIR-1-3);
2. тиск в трубопроводі вихідного газу, який поступає на установку (PIRA-2-2)
3. вміст в вихідному газі: сірководня до і після адсорберів (QIRA-3-3 і QIRA-4-3, відповідно),  $C_2H_2$  (QIRA-5-3),  $CH_4$  (QIRA-6-3), CO (QIRA-7-3),  $CO_2$  (QIRA-8-3),  $H_2$  (QIRA-9-3) і  $O_2$  (QIRA-10-3);
4. температура: циркулюючого газу після двох послідовно працюючих теплообмінників АТ1 (TIRA-13-3 і TIRA-14-3), газу який поступає в форреактор РТ1 (TIRA-15-3), після 1-й полиці реактору РТ (TIRA-18-3), після 2-й полиці (TIRA-19-3), після 3-й полиці (TIRA-20-3), після 4-й полиці (TIRA-21-3), після холодильника ХК (TIRCA-22-3), після теплообмінника АТ (TIRA-27-3), вихрової труби (TIR-28-3);
5. рівень метанолу: у сепараторах С2 (LIRA-24-2) і С3 (LIRA-26-2), ємності Е1 (LIRA-25-2);

6. перепад тиску в реакторі РТ1 (PdIRA-17-2);
7. тиск газів в збірнику метанолу Е1 (RIRA-23-2);
8. рівень в сепараторі С1 (LIRA-29-2);
9. перепад тиску на адсорбері АР (PdIRA-16-2).

Для вимірювання витрати використовується метод змінного перепаду тиску. У трубопровід встановлюється звужуючий пристрій (діафрагма камерна). При протіканні потоку через діафрагму на ній утворюється перепад тиску, який вимірюється дифманометром «Сапфір-22ДД». Далі сигнал поступає на обробку в мікропроцесор (МП) і крім цього вимірювальна інформація дублюється вторинним приладом А 542.

Мікропроцесор працює в режимі безпосереднього цифрового регулювання (локальні регулятори не використовуються).

Розглянемо принцип роботи МП на прикладі одноконтурної цифрової АСР температури газу після теплообмінника АТ1 (поз. 14-1-14-5).

Сигнал, який формується за допомогою первинного вимірювального перетворювача температури (термометр опору ТСП-6097 поз. 14-1) за допомогою перетворювача ПТ-ТП-61 (поз. 14-2) перетвориться в безпосередній електричний сигнал 4-20мА і поступає на вхідну гальванічну розв'язку МП РГ1. Сигнал дублюється вторинним приладом А 565 (поз. 14-3), розташованому на щиті в ЦПУ.

Оскільки мікропроцесор обробляє інформацію тільки в цифровій формі, то сигнал після РГ1 поступає на аналого-цифровий перетворювач (АЦП) і далі вже в цифровій формі обробляється мікропроцесором по заданому алгоритму в блоці АЛГО.

Результат обробки прямує в цифро-аналоговий перетворювач (ЦАП), де він перетвориться на відповідний аналоговий електричний сигнал, який є керівником. Далі через вихідну гальванічну розв'язку РГ2 він поступає на пульт оператора (ПО) в блок – пристрій контролю, а у разі регулювання в блок ручного



управління (РУ), а з нього на електропневматичний перетворювач ЕПП-63 (поз. 14-4). Останній видає нормований пневматичний сигнал, який поступає на регулюючий клапан (поз. 14-5).

Для вимірювання тиску використовують вимірювальний перетворювач тиску «Сапфір –22ДИ», який видає уніфікований струмовий сигнал, що поступає на обробку в мікропроцесор. Сигнал дублюється вторинним перетворювачем А 542. Перепад тиску фіксується за допомогою дифманометра «Сапфір-22ДД».

Для вимірювання рівня використовується буйковий рівнемір «Сапфір-22ДУ». В основу роботи приладу покладений принцип Архімеда. Чутливим елементом рівнеміра є буйок, який виготовляється з нержавіючої сталі і влаштовується безпосередньо в апарат. При зміні рівня в апараті змінюється висота занурення буйка в робочу рідину. При цьому змінюється сила, яка виштовхує буйок, а отже, змінюється його вага. Вимірювальна схема приладу перетворить зміну ваги буйка в уніфікований струмовий сигнал, який подається на обробку в мікропроцесор. Вторинним перетворювачем служить А 542.

Для вимірювання змісту компонентів в газі рекомендується використовувати газоаналізатори: ГИАМ-4 (для визначення сірководня), СВК-ЗМ1 ( $C_2H_2$ ), ДТ-2211 ( $CH_4$ ), ОА-0304 (СО), ТП-5501 ( $H_2$ ), ГТМК-18 ( $O_2$ ). У комплекті з газоаналізаторами працюють нормуючі перетворювачі Ш-78, вторинні прилади КСП-4.

Крім вище вказаних термометрів опору ТСП-6097 (межа вимірювання до 250) використовуються ТСМ-5071 (межа вимірювання до 150) і термомпари ТХА-0515 (межа вимірювання до 400). Термомпара працює в комплекті з нормуючим перетворювачем Ш-78. У основу роботи термомпар покладений термоелектричний ефект. Якщо два різні провідники знаходяться в одній крапці, яку опускають в апарат, то на вільних кінцях термомпари утворюється різниця потенціалів, яка прямо пропорційна вимірюваній температурі. Оскільки виробництво метанолу є

пожежо- і вибухонебезпечним, то необхідно використовувати ЕПП-63, а виконавчі механізми повинні бути пневматичними [26].

## 7.2 Регулювання технологічних параметрів

Щоб забезпечувати оптимальні умови процесу синтезу метанолу необхідно регулювати наступні технологічні параметри.

Температуру вихідного газу після двох послідовно працюючих теплообмінників АТ1 регулюють за допомогою двох цифрових одноконтурних АСР (поз. 13-1 ÷ 13-5, 14-1 ÷ 14-5, відповідно), регулюючі клапани (поз. TCV-13-5, TCV-14-5) розташовані на лініях подачі циркулюючого газу в теплообмінники;

За допомогою однієї цифрової одноконтурної АСР проводиться включення електропідігрівача, залежно від температури газу того, що поступає на синтез (поз. 15-1 ÷ 15-5);

Температуру газу після з кожної з чотирьох полиць реактора РТ регулюють за допомогою одноконтурних цифрових АСР:

1. після першої (поз. 18-1 ÷ 18-7) - регулюючий клапан (TCV-18-7) розташований на лінії введення холодного газу в першу полицю каталізатора;
2. після другої (поз. 19-1 ÷ 19-6) – регулюючий клапан (TCV-19-6) на лінії входу холодного газу в другу полицю каталізатора;
3. після третьої (поз. 20-1 ÷ 20-6) - регулюючий клапан (TCV-20-6) - на лінії входу холодного газу;
4. після четвертої (поз. 21-1 ÷ 21-6) – регулюючий клапан (TCV-21-6) – на лінії входу холодного газу.

Рівень метанолу в кубі сепараторів С2 і С3 регулюють за рахунок одноконтурних цифрових АСР (поз. 24-1 ÷ 24-6, поз. 26-1 ÷ 26-6), регулюючі клапани LCV-24-6 і LCV-26-6 розташовані на лініях подачі парорідинної суміші в сепаратори.

Рівень метанолу в збірнику E1 регулюється за допомогою одноконтурної цифрової АСР (поз. 25-1 ÷ 25-6), регулюючий клапан LCV-25-6 розташований на лінії подачі метанолу з боку сепаратора С3.

Температуру газу після теплообмінника АТ регулюють за допомогою одноконтурної цифрової АСР (поз. 27-1 ÷ 27-5), регулюючий клапан TCV-27-5 розташований на лінії подачі холодного потоку від вихрової труби ВТ.

Рівень рідини в сепараторі С1 регулюється за допомогою одноконтурної цифрової АСР (поз. 29-1 ÷ 29-4), регулюючий клапан LCV-29-4 розташований на лінії відведення рідини з сепаратора.

Тиск початкового газу реагує за допомогою одноконтурної цифрової АСР (поз. 2-1 ÷ 2-4), регулюючий клапан PCV-2-4 розташований на лінії подачі газу в сепаратора С1.

### 7.3 Сигналізація і блокування

Для запобігання аварійним ситуаціям на виробництві метанолу необхідно сигналізувати наступні технологічні параметри.

1. максимальний тиск в трубопроводі вихідного газу, що подається на установку;
2. максимальний вміст  $H_2S$  до і після очищення газу в адсорберах АР;
3. максимальний вміст в початковому газі  $CO_2$ ,  $C_2H_2$ ,  $CH_4$ ,  $O_2$ , максимальний і мінімальний вміст  $CO$  і  $H_2$ ;
4. максимальну і мінімальну температуру газу після кожного з послідовно працюючих теплообмінників АТ, що поступає в реактор РТ1;
5. максимальний перепад тиску в реакторі РТ;
6. максимальну і мінімальну температуру після кожної з чотирьох полиць каталізатора в реакторі РТ;
7. максимальну температуру газу після повітряного холодильника ХК;
8. максимальний тиск газу в ємності метанолу E1;

9. максимальний і мінімальний рівень метанолу в ємності E1 і сепараторах C2 і C3; максимальний і мінімальний рівень вологи в сепараторі C1;
10. максимальна температура газу після теплообмінника AT;
11. максимальний перепад тиску на адсорберах AP1.

Блокування передбачені в наступних випадках:

1. при досягненні максимальноприпустимої температури газу після будь-якої з чотирьох полиць (300°C) спрацьовує реле, електроконтакта блокування, і в результаті припиняється надходження газу на установку за допомогою спрацьовування відсікача SV-18-5;
2. при досягненні мінімальноприпустимого рівня метанолу в сепараторах C2 і C3 спрацьовує реле блокування і за допомогою відсікачів SV-24-4, SV-26-4 відповідно припиняється відведення метанолу. Ці блокування необхідні для виключення попадання газу в ємність метанолу E1;
3. у разі мінімальноприпустимого рівня метанолу в місткості E1 припиняється відведення метанолу на ректифікацію шляхом спрацьовування відсікача SV-25-4 [26].

Таблиця 7.1 – Відомість приладів [3]

Поз. позначення	Технологічний параметр	Найменування, тип приладів	Технологічні характеристики
1	2	3	4
1-1	Витрата вихідного газу на установку	Діафрагма камерна ДКН-150	Клас точності 1,0
1-2		Дифманометр «Сапфір-22ДД»	Вихідний сигнал 4-20 мА, клас точності 0,5
1-3		Вторинний прилад А-542	Клас точності 0,25
2-1	Тиск в трубопроводі вихідного газу на установку	Вимірювальний перетворювач тиску «Сапфір-22ДІ»	Клас точності 0,5
23-1	Тиск газу в збірнику метанолу E1	Вимірювальний перетворювач тиску «Сапфір-22ДІ»	Клас точності 0,5
2-2,23-2		Вторинний прилад А-542	Клас точності 0,25
23-3, 2-3		Електропневматичний перетворювач ЕПП-63	Вихідний сигнал 0,2-1 кгс/см <sup>2</sup>

Продовження таблиці 7.1.

1	2	3	4
2-4,23-4		Регулюючий клапан	Тип АЛЕ
17-1	перепад тиску в реакторі РТ	Дифманометр «Сапфір-22ДД»	Шкала 0-25 кПа Клас точності 0,5
16-2,17-2		Вторинний прилад А-542	Клас точності 0,25 Шкала 0-25 кПа
3-1	Вміст H <sub>2</sub> S в вихідному газі до адсорберів	Газоаналізатор ГІАМ-4	(0-10)% H <sub>2</sub> S Клас точності 3
7-1	Вміст СО в вихідному газі	Газоаналізатор ОА-0304	(0-35)% СО Клас точності 3
8-1	Вміст СО <sub>2</sub> в вихідному газі	Газоаналізатор ГІАМ-4	(50-100)% СО <sub>2</sub> Клас точності 3
9-1	Вміст Н <sub>2</sub> в вихідному газі	Газоаналізатор ТП- 5501	(50-100)% Н <sub>2</sub> Клас точності 3
10-1	Вміст О <sub>2</sub> в вихідному газі	Газоаналізатор ГТМК-18	(0-5)% О <sub>2</sub> Клас точності 3
3-2,4-2, 5-2, 6-2, 7-2, 8-2, 9-2, 10-2		Нормуючий перетворювач Ш-78	Вихідний сигнал 4-20 мА Клас точності 0,5
3-3,4-3, 5-3, 6-3, 7-3, 8-3, 9-3, 10-3		Вторинний прилад КСП-4	Клас точності 0,5 Шкала 0-100%
11-1,12-1, 15-5		Магнітний пускач	
13-1, 14-1	Температура циркулюючого газу після теплообмінників АТ1	Термометр опору ТСП-6097	Шкала (-50+250)°С, Клас точності 3
15-1	Температура газу того, що поступає в реактор РТ1	Термометр опору ТСП-6097	Шкала (-50+250)°С, Клас точності 3
18-1	Температура після першої полиці каталізатора реакторі РТ	Термопара ТХА-0515	Шкала (-50+400)°С, Клас точності 2,5
19-1	Температура після другої полиці каталізатора реакторі РТ	Термопара ТХА-0515	Шкала (-50+400)°С, Клас точності 2,5
20-1	Температура після третин полиці каталізатора реакторі РТ	Термопара ТХА-0515	Шкала (-50+400)°С, Клас точності 2,5

Продовження таблиці 7.1.

1	2	3	4
21-1	Температура після четвертої полиці в реакторі РТ	Термопара ТХА-0515	Шкала (-50+400)°С, Клас точності 2,5
22-1	Температура газу після холодильника ХК	Термометр опору мідний ТСМ-5071	Шкала (0-150)°С, Клас точності 3
28-1	Температура газу після вихрової труби ВТ	Термометр опору мідний ТСМ-5071	Шкала (0-150)°С, Клас точності 3
13-2,14-2, 15-2, 22-2, 27-2, 28-2		Перетворювач ПТ-ТП-61	Вихідний сигнал 4-20 мА
18-2, 19-2, 20-2, 21-2		Нормуючий перетворювач Ш-78	Вихідний сигнал 4-20 мА Клас точності 0,5
13-2,14-3, 15-3, 18-3, 19-3, 20-3, 21-3, 22-3, 27-3, 28-3		Вторинний прилад А-542	Клас точності 0,25 Шкала (0-400)°С,
13-4,14-4, 18-6, 19-5, 20-5, 21-5, 27-4		Електропневматичний перетворювач ЭПП-63	Вихідний сигнал 0,2-1 кгс/см <sup>2</sup> Клас точності 1
13-5,14-5, 18-7, 19-6, 20-6, 21-6, 27-5		Регулюючий клапан	Тип АЛЕ
15-4,18-4, 19-4, 20-4, 21-4		Електроконтактне реле блокування	Інерційність не більше 0,5 з
18-5		Відсікач ЭВ-1	Тип АЛЕ
24-1	Рівень метанолу в сепараторі С2	Датчик рівня «Сапфір-22ДУ»	Шкала (0 - 100)% Клас точності 0,5
25-1	Рівень метанолу в збірці Е	Рівнемір буйковий «Сапфір-22ДУ»	Шкала (0 - 100)% Клас точності 0,5
26-1	Рівень метанолу в сепараторі С3	Рівнемір буйковий «Сапфір-22ДУ»	Шкала (0 - 100)% Клас точності 0,5
29-1	Рівень вологи в сепараторі С1	Рівнемір буйковий «Сапфір-22ДУ»	Шкала (0 - 100)% Клас точності 0,5

Продовження таблиці 7.1.

1	2	3	4
24-2, 25-2, 26-2,29-2		Вторинний прилад А-542	Клас точності 0,25 Шкала (0 - 100)%
24-3, 25-3, 27-3		Електроконтактне реле блокування	Інерційність не більше 0,5 з
24-4,25-4,26- 4, 29-4		Відсікач ЭВ-1	Тип АЛЕ
24-5, 25-5, 26-5,29-4		Електропневматичний перетворювач ЭПП-63	Вихідний сигнал 0,2-1 кгс/см <sup>2</sup>

## 8 Ресурсозбереження і охорона навколишнього середовища

### 8.1 Фізико-географічна та кліматична характеристика виробничої площадки

Територія Сєверодонецького ПрАТ «Азот» належить до східної степової зони України. Площа м. Сєверодонецька складає 2770 га.

В регіоні знаходяться високоякісне вугілля, вапняк, крейда, глина та інші природні будівельні матеріали.

Ґрунти – чорнозем, що привозиться з інших місць. Такий ґрунт має високу вологу, високий вміст гумінових кислот, невелику родючість. Забруднення ґрунтів відбувається через атмосферне повітря, очисні споруди ПрАТ «Азот» та інших підприємств. Промислово побутові звалища також наносять шкідливий вплив.

До поверхневих водоймищ відносять річки: Сіверський Донець і Борова, куди скидають шкідливі відходи підприємства та комунальне господарство міста. Тому весь час слідкують за вмістом води.

Підземні води також забруднені шляхом фільтрації з відстійників і очисних споруд, змиву пестицидів і мінеральних добрив.

Рослинність міста також пошкоджена через низький рівень ґрунтових вод та високий вміст діоксиду сірки.

Середньорічна швидкість вітру 3-4 м/с. Зафіксована максимальна швидкість вітру – 28 м/с.

Середньорічна кількість опадів 490-500 мм (максимальна кількість – 550 мм). Відносна вологість повітря складає 71-73 %.

### 8.2 Характеристика навколишнього природного середовища і оцінка впливу на нього

#### 8.2.1 Характеристика джерел утворення відходів, їх склад і властивості



У виробництві метанолу утворюються газоподібні відходи, стічні води, рідкі та тверді відходи. Перелік і властивості відходів вказані в таблицях 8.1, 8.2 і 8.3.

Таблиця 8.1 – Газоподібні викиди в атмосферу

Найменування викиду і шкідливої речовини в ньому, відділення, апарат. Висота, діаметр джерела викиду. Швидкість, температура.	Кількість джерел викидів	Сумарна витрата газів, що відходять, м <sup>3</sup> /год. (м <sup>3</sup> /с)	Тривалість викиду	Характеристика викиду		Допустима масова витрата нормованих компонентів шкідливих речовин, що викидаються в атмосферу	Сумарний викид, кг/рік
				найменування показника	значення показника, максимальне, г/м <sup>3</sup>		
1	2	3	4	5	6	7	8
1 Система контакту газу (вуглецю оксид СО). Висота 150,0 м, діаметр 2,4 м. Швидкість 0,018 м/с Температура 20 °С	1	0,5112 (0,000142)	8760	концентрація	30,5	1,354	4478,112
2 Підігрівач газів вуглецю оксид СО). Висота 25,36 м, діаметр 0,6 м. Швидкість 5,375 м/с Температура 300 °С	1	5616 (1,56)	8760	концентрація	0,005	1,354	4,92*10 <sup>7</sup>

Продовження таблиці 8.1

1	2	3	4	5	6	7	8
3 Газоаналізатор свіжого газу (вуглецю оксид СО). Висота 6,0 м, діаметр 0,05 м. Швидкість 0,069 м/с температура - 2+4 °С	1	0,504 (0,00014)	8760	концентрація	29,6	1,354	4415,04
4 Газоаналізатор циркуляційного газу (вуглецю оксид СО). Висота 6,0м, діаметр 0,05 м. Швидкість 0,069 м/с температура -2+4 °С	1	0,504 (0,00014)	8760	концентрація	75,0	1,354	4415,04
5. Поршневі циркуляційні компресори (вуглецю оксид СО). Висота 20,0 м, діаметр 0,025 м. Швидкість 0,22 м/с температура -2+4°С	1	0,396 (0,00011)	8760	концентрація	75,0	1,354	3468,96
6. Газоаналізатор циркуляційного компресору (вуглецю оксид СО). Висота 12,0 м, діаметр 0,02 м. Швидкість 0,27 м/с температура - 2+4°С	1	0,3024 (0,000084)	8760	концентрація	85,0	1,354	2649,024
7. Труба газовіддільника маслосистеми нагнітача:							
Всього	1	21,6 (0,006)	8760				111604,2

Продовження таблиці 8.1

1	2	3	4	5	6	7	8
в т.ч. вуглецю оксид				масова концентра- ція	105	2,268	8421
в т.ч. метанол				масова концентра- ція	81,3	1,757	7947
8. Постійні вентиляційні викиди через аераційні ліхтарі машзали Всього	1	70661 (19,628)	8760				27*10 <sup>7</sup>
в т.ч. вуглецю оксид				масова концентра- ція	0,02	1,404	4500
в т.ч. метанол				масова концентра- ція	0,005	0,353	260
9. Неорганізовані викиди:							
в т.ч. вуглецю оксид						1,354	11857
в т.ч. метанол						0,0252	220

Таблиця 8.2 – Характеристика стоків

Найменування стоку і шкідливої речовини в ньому; відділення, апарат	Куди скидається	Кіл. стоків, м <sup>3</sup> /год.	Періодичність скидання	Характеристика стоку. Склад стоку по компонентах, мг/дм <sup>3</sup>		Допустима кількість шкідливих речовин, кг/м <sup>3</sup>
				найменування показників	значення показника	
1 Замаслений конденсат. Масловіддільники газових компресорів	По хім. брудній каналізації в цех НОПС	2,05	Постійно	Масова концентрація масла	Візуально відсутність плівки	-
2 Замаслений конденсат	Те ж	0,30	Один раз через чотири години	Те ж	Теж	-
3 Хімоочищена вода після зрошування апаратів повітряного охолодження	У дренажну ємність	1,30	У літній період	Масова концентрація метанолу	100	0,13

Таблиця 8.3 – Тверді та рідкі відходи

Найменування відходів і шкідливих речовин в них; відділення, апарат	Місце складування, транспорт, тара	Масова витрата, кг/т	Періодичність освіти	Характеристика відходів	
				найменування показника, одиниця	значення показника
1 Відпрацьоване активоване вугілля АР-Б, АР-В з адсорберів	Хімнакопичувач твердих відходів. Вивіз автотранспортом	0,1	Один раз на рік	Масова концентрація вуглецю, %	Не менш 90,0
2 Парафіни, що утворюються на стадії синтезу метанолу. Осідають в сепараторі та збірнику	Складуються на території цеху, потім вивозяться в накопичувач	0,0000144	Періодично, при чищенні місткостей, один раз в рік	-	-
3 Відпрацьований каталізатор СНМ-1, СНМ-У. Реактор синтезу	Вивозиться в хозцех	0,48	Один раз на рік	-	-
4 Відпрацьоване масло МС-20	Накопичується в резервуарах і періодично вивозиться автоцистернами на ділянку регенерації масел	0,520	Постійно	-	-
5 Реакційна вода з бака при відновленні каталізатора в реакторі	Зливається в залізобетонний резервуар на території цеху	0,250	Утворюється при відновленні каталізатора	-	-

### 8.2.2 Характеристика небезпечних чинників, наявних у відділенні

Відділення синтезу метанолу є небезпечним хімічним виробництвом, де переробляються і виходять шкідливі для організму людини взриво- і пожежонебезпечні гази і рідини в умовах наявності високих температур і тиску.

Відповідно до класифікації по «Загальним правилам вибухобезпеки для вибухонебезпечних хімічних, нафтохімічних і нафтопереробних виробництв» відділення синтезу відноситься до об'єкту III категорії вибухонебезпечності.

Головною відмітною особливістю відділення є робота устаткування при тиску не більше 7,0 МПа і температурах до 300°С.

У процесі виробництва доводиться контактувати з наступними речовинами:

- початковим газом для синтезу метанолу, що містить вуглецю діоксид, водень, метан, вуглецю оксид;
- циркуляційним газом, що містить вуглецю оксид, водень, метан, вуглецю діоксид, пари метанолу;
- рідким метанолом.

Початковий газ, циркуляційний газ, метанол – пожежо- та вибухонебезпечні речовини, які при відокремлених концентраціях в повітрі утворюють вибухонебезпечні суміші.

Наявність вуглецю оксиду, пари метанолу, рідкого метанолу викликає шкідливу дію на організм людини.

Основні небезпеки:

- отруєння шкідливими хімічними речовинами (вуглецю оксидом, метанолом);
- термічні опіки гарячою водою, гарячими ділянками трубопроводів агрегату і машин, а також при пожежі;
- механічні травми, порізи, удари, вивихи, переломи;

- опіки і поразки електричним струмом при обслуговуванні електроустаткування, при зіткненні з оголеними місцями електрокабелів і електропроводів;
- задуха від недоліку кисню у атмосфері, збагаченою азотом, вуглецю діоксидом, воднем, при проривах на комунікаціях і апаратах;
- небезпеки, зв'язані з експлуатацією устаткування під тиском і виконання робіт на висоті, в прямках, тунелях, колодязях, колекторах і відкритих судинах;
- небезпека попадання під залізничний і автомобільний транспорт при пересуванні на території об'єднання.

### 8.2.3 Токсикологічна характеристика відходів

Важка екологічна обстановка в м. Сєвєродонецьку обумовлює високий рівень розповсюдження багатьох захворювань. Рівень загальної захворюваності дітей перевищує середні обласні показники на 20 – 120 %. Захворюваність гострими респіраторними захворюваннями на 37 – 89 %, бронхіальною астмою на 30 – 40 %. Питома вага хвороб органів дихання висока і складає 60 – 70 %. До хронічних захворювань дітей належить цукровий діабет, бронхіальна астма та інші. Рівень захворюваності в місті вищий, ніж в середньому по Україні на 18–37 %.

При синтезі метанолу викидаються в атмосферу шкідливі на організм людини речовини:

1. Оксид вуглецю – володіє отруйною дією. Перешкоджає з'єднанню кисню з гемоглобіном крові. Гранично допустима концентрація в повітрі, мг/м<sup>3</sup>: робочої зони – 20,0; максимально разова – 3,0; середньодобова – 10,0.
2. Метанол – отруйна рідина з різковиразною кумулятивною дією. Смертельна доза – 30 мл, важке отруєння – 5-10 мл (втрата зору). Гранично

допустима концентрація в повітрі, мг/м<sup>3</sup>: робочої зони – 5,0; максимально разова – 1,0; середньодобова – 0,5. Гранично допустима концентрація в воді 30 мг/л.

### 8.3 Вплив відходів на літосферу, гідросферу, атмосферу

За звичайних умов монооксид вуглецю інертний. Він хімічно не взаємодіє з водою. Розчинність CO у воді близько 1:40 за об'ємом. Не реагує CO також з лугами і кислотами. Взаємодіє з їдкими лугами тільки при підвищених температурах і високих тисках.

Спад оксиду вуглецю в навколишньому середовищі відбувається за рахунок його розкладання ґрунтовими грибами. Крім того, при надлишку кисню в ґрунтах важкого механічного складу, багатих органічними речовинами, має місце перехід CO в CO<sub>2</sub>, що може призводити до збільшення парникового ефекту. Парниковий ефект – явище в атмосфері Землі, при якому енергія сонячних променів, відбиваючись від поверхні Землі, не може повернутися в космос, оскільки затримується молекулами різних газів. У результаті на поверхні Землі підвищується температура.

### 8.4 Методи і засоби контролю за станом повітряного басейну і дотримання нормативів ГДВ

Контроль за якістю навколишнього природного середовища забезпечує сприятливе екологічне оточення для всієї біосфери.

Нормування гранично допустимих концентрацій (ГДК) є складовою частиною основ забезпечення санітарно-епідеміологічного благополуччя населення. Нормативи ГДК речовин дають екологічну і соціально-гігієнічну оцінку стану навколишнього природного середовища, але не вказують на джерело шкідливої дії і не регулюють його поведінку. Цю функцію виконують нормативи гранично допустимих викидів (ГДВ) шкідливих речовин.



Нормативи ГДВ забруднюючих речовин у атмосферне повітря встановлюються за джерелами викидів для кожного проектованого і діючого об'єкту, що є стаціонарним джерелом забруднення повітряного басейну.

ГДВ – маса речовини, що викидається в атмосферу в одиницю часу. ГДВ встановлюють з умови, що викиди шкідливих речовин від даного джерела в сукупності з іншими джерелами не створюють приземну концентрацію, що перевищує ГДК за межами санітарно-захисної зони об'єкту.

#### 8.4.1 Розрахунок ГДВ

Величина ГДВ для викиду метанолу ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ) з одиночного джерела з круглим горлом у разі, коли фонові концентрації даної домішки встановлені незалежно від швидкості і напрямку вітру, і є постійною на території міста, розраховується по формулі:

$$ГДВ = \frac{(ГДК - C_{\phi}) \cdot H^2 \cdot \sqrt[3]{V_1 \cdot \Delta T}}{A \cdot F \cdot m \cdot n \cdot \eta}, \quad (8.1)$$

де  $ГДК$  – гранично допустима концентрація забруднюючої речовини в атмосферному повітрі населених місць,  $ГДК_{(\text{CH}_3\text{OH})} = 1 \text{ мг/м}^3$ ;

$C_{\phi}$  – фонові концентрації домішки, яка встановлена незалежно від швидкості і напрямку вітру і є постійною на території міста, приймаємо  $C_{\phi(\text{CH}_3\text{OH})} = 0,017 \text{ мг/м}^3$ ;

$A$  – коефіцієнт, що залежить від температури стратифікації атмосфери, на території України  $A = 160$ ;

$F$  – безрозмірний коефіцієнт, що враховує швидкість осідання забруднюючих речовин у атмосфері, для газоподібних речовин  $F = 1$ ;

$H$  – висота джерела викиду,  $H = 150 \text{ м}$ ;

$\Delta T$  – різниця між температурою газу і температурою повітря;

$\Delta T = 458 - 293 = 165 \text{ К}$ ;

$m, n$  – безрозмірні коефіцієнти, що враховують умови виходу газоповітряної суміші з гирла джерела викиду;

$\eta$  – коефіцієнт, що враховує вплив рельєфу на розсіювання домішок,  $\eta = 1$ ;

$V_1$  – об'єм газоповітряної суміші, визначається по формулі:

$$V_1 = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot \omega_0, \quad (8.2)$$

де  $D$  – діаметр гирла джерела викиду,  $D = 2,4$  м;

$\omega_0$  – середня швидкість виходу суміші з джерела:

$$\omega_0 = \frac{V_{\text{вик}}}{S_{\text{пер}}}, \quad (8.3)$$

де  $V_{\text{вик}}$  – об'ємна витрата викиду,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$S_{\text{пер}}$  – площа перетину гирла джерела викиду,  $\text{м}^2$ :

$$S_{\text{пер}} = \frac{3,14 \cdot (2,4)^2}{4} = 4,52 \text{ м}^2$$

$$\omega_0 = \frac{30,913}{4,52} = 6,84 \text{ м/с}$$

$$V_1 = \frac{3,14 \cdot 2,4^2}{4} \cdot 6,84 = 30,93 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$m = \frac{1}{0,67 + 0,1 \cdot \sqrt{f} + 0,34 \cdot \sqrt[3]{f}} \quad (8.4)$$

$$f = 10^3 \cdot \frac{\omega_0^2 \cdot D}{H^2 \cdot \Delta T} \quad (8.5)$$

$$f = 10^3 \cdot \frac{6,84^2 \cdot 2,4}{150^2 \cdot 165} = 0,03025$$

$$m = \frac{1}{0,67 + 0,1 \cdot \sqrt{0,03025} + 0,34 \cdot \sqrt[3]{0,03025}} = 1,26$$

$$V_m = 0,65 \cdot \sqrt[3]{\frac{V_1 \cdot \Delta T}{H}} \quad (8.6)$$

$$V_m = 0,65 \cdot \sqrt[3]{\frac{30,93 \cdot 165}{150}} = 2,11$$

Оскільки  $V_m > 2$ , то  $n = 1$ ;

$$ГДВ = \frac{(1 - 0,017) \cdot 150^2 \cdot \sqrt[3]{30,93 \cdot 165}}{160 \cdot 1 \cdot 1,26 \cdot 1 \cdot 1} = 1866329 \text{ г/с}$$

Максимальна приземна концентрація забруднюючої речовини визначається по формулі:

$$C_m = \frac{A \cdot ГДВ \cdot F \cdot m \cdot n}{H^2 \cdot \sqrt[3]{V_1 \cdot \Delta T}} \quad (8.7)$$

$$C_m = \frac{160 \cdot 1866329 \cdot 1 \cdot 1,26 \cdot 1}{150^2 \cdot \sqrt[3]{30,93 \cdot 165}} = 0,98 \text{ мг/м}^3$$

Необхідно виконувати умову:  $C_m < ГДК$ , умова виконується.

Оскільки  $C_m = 0,98 \text{ мг/м}^3 < ГДК = 1 \text{ мг/м}^3$ , можна зробити висновок, що при розсіюванні викиду навколишньому середовищу не буде причинено шкоди. Додаткові заходи по забезпеченню охорони навколишнього середовища не потрібні.

## 8.5 Заходи зі зниження техногенного навантаження на навколишнє середовище

Можна виділити наступні основні напрямки в здійсненні екологічно чистих технологічних процесів: комплексне використання і глибока переробка сировини. Виробництво повинне бути як можна менш ресурсномістким (ресурсозберігаючі технології), здійснюватися з мінімумом витрат сировини і реагентів на одиницю продукції. Напівфабрикати, що утворюються, повинні передаватися як сировину іншим виробництвам і цілком перероблятися; оптимальне використання енергії і палива. Виробництво повинне здійснюватися при мінімальних витратах енергії і палива на одиницю продукції (енергозберігаючі технології) і, отже, теплові забруднення навколишнього середовища також мінімальні. Енергозбереженню сприяють: укрупнення і енерготехнологічне комбінування процесів; перехід на безперервні технології; удосконалювання процесів поділу; застосування активних і селективних

каталізаторів, що дозволяють проводити процеси при знижених температурах і тисках; раціональна організація й оптимізація теплових схем рекуперації енергетичного потенціалу потоків, що відходять; зниження гідравлічного опору в системах і втрат тепла в навколишнє середовище і т.п. Нафтопереробні і нафтохімічні підприємства є великими споживачами палива й енергії. У їхньому енергетичному балансі на долю прямого палива приходиться - 43-45%, теплової енергії - 40-42% і електричної - 13-15%. Корисне використання енергетичних ресурсів не перевищує 40-42% , що приводить до перевитрати палива й утворенню теплових викидів у навколишнє середовище; створення принципово нових маловідхідних технологічних процесів. Цього можна домогтися удосконалюванням каталізаторів, техніки і технології виробництв. Маловідхідні процеси більш ефективні, чим процеси з дорогими очисними спорудженнями. Економічніше одержувати невелику кількість сильно концентрованих відходів, які можна переробляти або ліквідувати за спеціальною технологією, чим великий обсяг сильно розведених відходів, що скидаються в біосферу; створення і впровадження замкнутих систем водокористування, що включають (або зводять до мінімуму) споживання свіжої води і скидання стічних вод у водойми; забезпечення високої експлуатаційної надійності, герметичності і довговічності функціонування устаткування і всіх систем виробництв. Зведення до мінімуму або виключення імовірності аварій, вибухів, пожеж і викидів отруйних речовин у навколишнє середовище. Розробка автоматизованих систем забезпечення екологічної безпеки виробництв і комплексів; забезпечення високої якості цільових продуктів, використовуваних у народному господарстві. Екологічно чистими повинні бути не тільки самі технологічні процеси, але і товарні продукти, що випускаються в них.

Основним напрямком, що забезпечує чистоту зовнішнього середовища, повинна бути організація технологічних процесів, що включає викиди в атмосферу, відпрацьованих газів, пари. Повітрообмін у виробничих приміщеннях

цеху здійснюється припливною вентиляцією. Постійним викидом є вентиляційні викиди вуглецю оксиду з масовою концентрацією не більш  $20 \text{ мг/м}^3$  із приміщення машинного залу к. 851. Видалення повітря відбувається природним шляхом через аераційні ліхтарі, фрамуги і шахти, розташовані в покрівлі корпусу, і витяжною вентиляцією "ВВ-1" і "ВВ-2". Періодичні викиди шкідливих речовин відбуваються при планових і непланових зупинках у ремонт газових компресорів. Це газ, що залишився в комунікаціях газових компресорів після їхньої зупинки, відключення від загальних колекторів і скидання тиску з усіх ступіней на всас 1 ступені до тиску  $0,0012\text{-}0,00400 \text{ МПа}$  ( $120\text{-}400 \text{ мм. в. ст.}$ ). При підготовці компресора в ремонт із метою забезпечення безпеки ремонтних робіт газ, що залишився в компресорі, що містить у своєму складі  $20\text{-}27\%$  об. ( $250,0 - 337,5 \text{ г/м}^3$ ) вуглецю оксиду, видувається азотом через свічу компресора і розсіюється у навколишню атмосферу. При зупинці агрегату М-100 у ремонт, а також при перевантаженнях вугільних адсорберів скидання газу виробляється в два етапи. Від тиску  $5,3 \text{ Мпа}$  ( $53,0 \text{ кгс/см}^2$ ) до тиску  $0,3 - 0,4 \text{ МПа}$  ( $3,0\text{-}4,0 \text{ кгс/см}^2$ ) газ скидається в колектор продувних і танкових газів. Від тиску  $0,3 - 0,4 \text{ Мпа}$  ( $3,0 - 4,0 \text{ кгс/см}^2$ ) до тиску  $0,03 \text{ МПа}$  ( $0,3 \text{ кгс/см}^2$ ) газ скидається в колектор скидання залишкового тиску, підключений до смолоскипової установки котельні к.844.

Кількість газу, що залишилася, витісняється азотом у колектор скидання залишкового тиску, підключений до смолоскипової установки котельні к.844. При аварійних зупинках скидання тиску з нагнітача поз.206 виробляється в атмосферу.

При компримуванні газу виділяється замаслений конденсат, що відстоюється в залізобетонних відстійниках к.851. Відстояна олія відправляється на регенерацію. Замаслений конденсат відкачується в літній період по колектору, прокладеному по естакаді, у зимовий період - по підземному колектору хім. брудних стоків у цех НОПС.

Замаслений конденсат являє собою водомасляну емульсію з масовою концентрацією олії не більш  $30,0 \text{ мг/дм}^3$ .

## 9 Охорона праці

Охорона праці – це система правових, соціально-економічних, організаційно-технічних, санітарно-гігієнічних і лікувально-профілактичних заходів і засобів, направлених на збереження здоров'я і працездатності людини в процесі праці.

Головним об'єктом її дослідження є людина в процесі праці, виробниче середовище і організація праці на виробництві.

На підставі цих досліджень розроблені методи збільшення рівня охорони праці на виробництві.

Хімічне виробництво синтезу метанолу має цілий ряд особливостей, які вимагають підвищеної уваги. У процесах цієї галузі застосовують і одержують сировину, напівпродукти, цільові і побічні продукти, які токсичні і небезпечні в пожежному відношенні. Багато хто з них є вибуховими речовинами.

9.1 Основні фізико-хімічні властивості, токсичність, пожежо- та вибухонебезпечність речовин, що застосовано та одержано на виробництві

Як сировина на виробництві застосовується конвертований газ, до складу якого входять:  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{C}_2\text{H}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{C}_2\text{H}_4$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{CH}_4$ . Ці речовини токсичні, вибухо- і пожежонебезпечні. Тому всі характеристики хімічних сполук які переробляються і виробляються на виробництві приведені в таблицях 9.1, 9.2, 9.3.

Таблиця 9.1 – Основні фізико-хімічні властивості речовин [18]

Назва сполуки		Емпірична формула	Структурна формула	Агрегатний стан за н.у.	Температура плавлення °С	Температура кипіння	Примітка
Раціональна номенклатура	Систематична номенклатура						
Метанол	Метиловий спирт	CH <sub>3</sub> OH	$  \begin{array}{c}  \text{H} \quad \text{H} \\  \diagdown \quad / \\  \text{C} \\  / \quad \diagdown \\  \text{H} \quad \text{OH}  \end{array}  $	Рідина	-97,8	64,9	
Діоксид вуглецю	Двоокис вуглецю	CO <sub>2</sub>	O=C=O	Газ	-56,6	-	
Кисень	Кисень	O <sub>2</sub>	O=O	Газ	-218,4	-183	
Метан	Метан	CH <sub>4</sub>	$  \begin{array}{c}  \text{H} \\    \\  \text{H} - \text{C} - \text{H} \\    \\  \text{H}  \end{array}  $	Газ	-182,49	-161,49	
Азот	Азот	N <sub>2</sub>	N≡N	Газ	-210	-195	
Оксид вуглецю	Окисел вуглецю	CO	C=O	Газ	-205	-191,5	
Ацетилен	Етін	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	CH≡CH	Газ	-81	-83,6	
Етилен	Етен	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	CH <sub>2</sub> =CH <sub>2</sub>	Газ	-169,15	-103,7	
Водень	Водень	H <sub>2</sub>	H-H	Газ	-259,2	-252,8	
Аміак	Аміак	NH <sub>3</sub>	$  \begin{array}{c}  \text{H} \\    \\  \text{H} - \text{N} - \text{H}  \end{array}  $	Газ	-77,75	-33,35	
Їдкий натр	Гідроокис натрію	NaOH	Na-O-H	Рідина	-0,43	150,2	

Таблиця 9.2 – Характеристики токсичності [18]

Сполука	Клас шкідливості	Характер дії на організм людини	Гранично допустима концентрація				Засоби індивідуального захисту
			В повітрі, мг/м <sup>3</sup>		В воді, мг/л		
			Робочої зони	Населеного пункту		ГДК	
Максимально разова	Середньодобова						
1	2	3	4	5	6	7	8
Метанол	3	Отруйна рідина з різковиразною кумулятивною дією. Смертельна доза – 30 мл., важке отруєння – 5-10 мл. (втрата зору)	5,0	1	0,5	30	Протигази марки «М», шлангові протигази
Діоксид вуглецю	4	Володіє наркотичною і задушливою дією. При великих концентраціях спостерігається головний біль, шум у вухах, прискорене серцебиття, збільшення кров'яного тиску, запаморочення, непритомність	3000 0				Ізолюючі, шлангові протигази ПШ1 або ПШ2
Метан	4	У великих концентраціях проводить наркотичну дію. При високій концентрації може викликати задушення через нестачу кисню	300	-	-	-	Фільтруючий протигаз. Шлангові протигази ПШ-1, ПШ-2
Азот	-	При атмосферному тиску надає задушливу дію	-	-	-	-	Шлангові протигази ПШ-1, ПШ-2



Продовження табл. 9.2.

1	2	3	4	5	6	7	8
Кисень	-	Вдихання повітря з великим вмістом кисню може викликати порушення діяльності легенів, серця і центральної нервової системи. Пониження концентрації кисню в повітрі до 16% приводить до порушення нормальної діяльності організму людини. При зменшенні кисню до 10% і нижче настають судоми з можливим смертельним результатом.					Шлангові протигази ПШ-1, ПШ-2
Оксид вуглецю	4	Надає отруйливу дію. Перешкоджає з'єднанню кисню з гемоглобіном крові	20	3	10	-	Фільтруючий протигаз марки «М». У атмосфері ізолюючий. Шлангові протигази ПШ-1, ПШ-2
Аміак	4	Володіє наркотичною і задушливою дією. Викликає гостре роздратування слизових оболонок, задушення	20	0,2	0,2	-	Фільтруючий протигаз марки «КД».
Етилен	3	Володіє наркотичною дією, впливає на центральну нервову систему	3	2	3	0,5	Шлангові протигази ПШ-1, ПШ-2
Ацетилен	4	Володіє слабкою наркотичною дією	500				Фільтруючий протигаз марки «М». Шлангові протигази ПШ-1, ПШ-2
Водень	-	Токсичної дії на організм не надає, але при високих концентраціях викликає задуху у наслідку витіснення кисню					Фільтруючий протигаз марки «М». Шлангові протигази ПШ-1, ПШ-2

Таблиця 9.3 – Показники вибухо- і пожежонебезпеки [20]

Сполука	Температура спалаху, °С	Температура самозаймання, °С	Межі розповсюдження полум'я концентраційні			
			г/м <sup>3</sup>		% об.	
			нижній	верхній	нижній	верхній
Метанол	8	410	46,5	512	6,98	35,5
Діоксид вуглецю	-	-	-	-	-	-
Кисень	-	-	-	-	-	-
Метан	-	537	16,66	102,6	5,28	14,1
Азот	-	-	-	-	-	-
Оксид вуглецю	-	651	145	928	12,5	80
Ацетилен	-	355	16,5	885	2,5	82
Етилен	-	540	35	406	3,11	35
Водень	-	510	3,4	66,4	4	7,5

## 9.2 Небезпечні і шкідливі виробничі фактори на виробництві

Основними небезпечними факторами на виробництві синтезу є:

- Отруєння оксидом вуглецю, що міститься в вихідному газі для синтезу метанолу, паром метанолу, рідким метанолом.
- Задуха азотом при недоліку кисню;
- Вибухи, пожежі при порушенні норм технологічного режиму;
- Термічні опіки газами, що запалили, розігрітими речовинами, предметами і устаткуванням з температурою більше 60°, технологічною паром, паровим конденсатом;
- Механічні травми (порізи, садно, удари, вивихи, переломи) унаслідок порушення правил техніки безпеки при обслуговуванні рухомих частин машин і механізмів, що обертаються; підйомних пристосувань і при проведенні будь-якої роботи без дотримання правил техніки безпеки;
- Ураження електрострумом при неправильному обслуговуванні електроустаткування, при зіткненні з незахищеними струмоведучими частинами електроустаткування;

- Роботи, що проводяться на висоті вище 1,3 м;
- Небезпека попадання під залізничний і автодорожній транспорт при пересуванні по території об'єднання [20].

### 9.3 Класифікація і категорійність виробництва і його приміщень

Таблиця 9.4 – Класифікація і категорійність виробництва і приміщень [20]

Найменування цеху, відділення, установки	Категорія вибухо-небезпеки виробництва	Клас вибухо-небезпеки за ПУЕ	Клас приміщення по ступеню ураження електричним струмом	Санітарна характеристика		
				Клас	Група	Ширина санітарно-захисної зони
Машинний зал	A	B-1a	3 підвищеною небезпекою		3б	
Машинний зал	A	B-1a	3 підвищеною небезпекою		3б	
Допоміжний блок, електроустановка ЦПУ	Не вибухонебезпечний	Нормальне	Без підвищеної небезпеки		-	300м
Відкритий майданчик (реактор синтезу, збірник рідкого метанолу)	A	B-1г	Особливо небезпечне	II	3б	500м

### 9.4 Контроль чистоти повітряного середовища

Для контролю чистоти повітряного середовища є цехова лабораторія, яка включає аналітичну лабораторію, лабораторію полярографії і хроматографії, що дозволяє своєчасно виявити і запобігти забрудненню повітря шкідливими речовинами. Контроль здійснюється періодично [21].

#### Заходи попередження забруднення атмосфери

Основним напрямом, що забезпечує чистоту зовнішнього середовища, є виключення викидів в атмосферу газів, що відходять, пари, пилу. Для цього передбачено:

- герметизація устаткування;
- установка контрольних клапанів, що скидають гази в закриту систему через сепаратор з подальшою утилізацією;
- установка газоаналізатора на діоксид вуглецю для контролю за повнотою горіння факелів [21].

Заходи щодо боротьби з пилом

Основним джерелом пилу на виробництві є пил каталізатора СНМ-У, він токсичний, оскільки в його склад входять: оксид алюмінію ( $Al_2O_3$ ), оксид міді ( $CuO$ ), оксид цинку ( $ZnO$ ).

Оксид алюмінію викликає катарі верхніх дихальних шляхів, екземи, дерматити; оксид міді надає різку дратівливу дію на слизисті оболонки верхніх дихальних шляхів і шлунково-кишкового тракту; пил оксиду цинку при попаданні в організм людини викликає захворювання, що протікає по типу інфекційного катару верхніх дихальних шляхів.

Основним напрямом в комплексі заходів щодо боротьби з пилом на виробництві є попередження її утворення і виключення викидів в атмосферу газів, що відходять, пари, для цього передбачено:

- герметизація апаратів;
- заміна порошків пігулками.

Оскільки пиловидаленню повністю запобігти неможливо, передбачена витяжна вентиляція.

Засобами захисту від пилу каталізатора є протизапорошений респіратор типу «Пелюстка» (або інші, дозволені до застосування на підприємствах хімічної промисловості), захисні окуляри, рукавички, спецодяг [21].

## 9.5 Заходи щодо боротьби з шумом і вібрацією

Для усунення або зменшення вібрації машин і устаткування і вироблюваного ними шуму передбачені наступні методи:

- установка проєктованих вентиляторів на вібропідвалинах;
- з'єднання вентиляторів з повітроводами за допомогою гнучких вставок;
- обмеження швидкості повітря у повітроводі;
- для зниження аеродинамічного опору створюваного вентилятором передбачена установка трубчастих глушників на повітроводі у межах венткамери.

Засобами індивідуального захисту від шуму є: заглушки (антифони), протигаласливі (шумозахисні) навушники і шоломи. Для захисту від вібрації передбачені віброізолююче взуття і рукавиці.

## 9.6 Заходи захисту від статичної електрики

Джерела, які можуть мати місце в лабораторіях і виробництвах, а саме:

- Наведення статичної електрики на екранах і корпусах відеомоніторів персональних комп'ютерів.
- Поява електростатичних зарядів на платах і приладах мікроелектронної техніки в процесі їхнього взаємного переміщення при монтажі схем, ремонті й налаштуванні апаратів.
- Виникнення електричного потенціалу на незаземленому устаткуванні за рахунок електричної індукції при сильних грозових розрядах і недостатнього грозозахисту.
- Електризація рідини при наливі, зливі та перекачуванні з незаземлених резервуарів, цистерн та інших ємностей.
- Електризація рідини при її фільтруванні, розбризкуванні.
- Можливість електризації газу через присутність в ньому твердих або рідких домішок.

- Статична електрика, що накопичується на людині при носінні одягу з синтетичних матеріалів і шовку.

До заходів захисту від статичної електрики відносять:

- запобігання накопиченню зарядів на металевому устаткуванні (досягається заземленням всіх металевих частин, на яких можуть з'являтися заряди);

- послаблення генерації зарядів на твердих тілах і в рідинах (за рахунок збільшення їх поверхневої провідності шляхом підвищення відносної вологості повітря, хімічної обробки поверхні, зменшення швидкості переміщення заряджаючих матеріалів і т.д.);

- усунення вибухонебезпечної суміші горючих речовин з повітрям в місцях утворення і накопичення зарядів (за допомогою вентиляції або використання інертних газів);

- запобігання накопиченню зарядів на твердих і в рідких діелектриках (шляхом збільшення їх електропровідності за допомогою антистатичних присадок і т.п.);

- нейтралізація зарядів на поверхні твердих і рідких діелектриків в процесах їх виникнення або накопичення (шляхом іонізації навколишнього повітря або шляхом виконання поверхонь зіткнення з матеріалами з різними діелектричними проникненнями).

Для відведення статичної електрики, що накопичується на людині, передбачають:

- облаштування електропровідної підлоги або заземлених зон, підмостків і робочих майданчиків, заземлення ручок дверей, поручнів драбин або рукояток приладів, машин і апаратів;

- забезпечення працюючих струмопровідним взуттям;

- заборона носіння одягу з синтетичних матеріалів і шовку, а також обручок і металевих браслетів і ін.

## 9.7 Пожежобезпека

Пари метанолу в суміші з повітрям за наявності іскри вибухають. Кращим засобом гасіння метанолу і його фракцій є вода. Метанол можна гасити так само вогнегасником, піском, азбестовим полотном, інертними газами. Для гасіння електромоторів і струмоведучих систем користуватися тільки вуглекислотними вогнегасниками і сухим азбестовим полотном.

При виникненні пожежі необхідно діяти згідно плану локалізації аварій в цеху.

У зимовий час пожежні гідранти і під'їзди до них необхідно очищати від снігу, а кришки гідрантів від льоду. Гідранти повинні бути утеплені.

Забороняється зберігати матеріальні цінності на рамках складів, у вентиляційних камерах.

При роботі насоса не допускається витік рідини через сальник. У разі пропуску сальника, насос необхідно зупинити, скинути тиск до атмосферного, підтягти або замінити набивання сальникового ущільнення.

Не допускається проводити підтяжку набивання сальників і фланцевих з'єднань у працюючих насосів під тиском, а так само без зняття напруги з електродвигуна насоса.

Насосне відділення повинне постійно знаходитися в чистоті. Лотки приймання, фундаменти необхідно постійно очищати від продукту, що розлився, і масла. Застосування легкозаймистих рідин (ЛЗР) для миття підлог і устаткування забороняється.

Слюсарні матеріали дозволяється зберігати (у розмірі добової потреби) в спеціальному посуді з кришкою, що щільно закривається.

Апаратник повинен знати розташування трубопроводів, засувки і їх призначення, а так само уміти чітко і швидко перекривати засувки при аваріях і пожежах.

Не допускається застосування заглушок для відключення трубопроводу, що зупиняється на тривалий термін, від іншого трубопроводу того, що знаходиться під тиском. У таких випадках необхідно передбачати зйомну ділянку трубопроводу і на кінцях діючих трубопроводів встановлювати заглушки.

Слід постійно контролювати справність теплоізоляції на гарячих трубопроводах. Не можна допускати експлуатацію гарячих трубопроводів з пошкодженою теплоізоляцією.

Розтин люків, кришок апаратів, злив і наливання продуктів через відкриті люки, а так само проведення інших операцій сприяючих утворенню концентрацій вибухонебезпечних газів в період проведення вогняних робіт на даному робочому місці забороняється.

Використання засобів пожежегасіння не по прямому призначенню забороняється. Для організації ефективного захисту виробництва синтезу метанолу слід використовувати вогнеприпинувачі.

Вогнеприпинувачами називають захисні пристрої, які вільно пропускають паро-, пило- або газоповітряну суміш, але не пропускають полум'я. Вони встановлюються на дихальних лініях резервуарів, мірників і апаратів з ЛСР і горючими газами. Вогнеприпинувачі є корпусами з металевою насадкою у вигляді гофрованих пластин, пакету металевих сіток, фольгових касет, гравію, мінеральної вати або кілець Рашига.

Принцип дії вогнеприпинувачів полягає в тому, що горюча суміш, яка проходить через них, розбивається в насадці на тонкі струмені. При окисленні горючої суміші в каналах малого діаметру можливість тепловтрат перевищує тепловиділення і горіння припиняється. Діаметр гасильного каналу насадки вогнеприпинувача приймають, виходячи з практичного досвіду або визначають розрахунком. Критичний (гасильний або тушільний) діаметр отвору



полум'я гасильної сітки або струменю газу в вогнеперетворювачі визначається по формулі [21]:

$$d_{кр} = \frac{4\lambda(t_{cc} - t_n)}{\omega[q_n - C_p(t_t - t_{cn})]}, \quad M \quad (9.1)$$

де  $\lambda$  - теплопровідність горючої суміші, Дж/(м\*с\*град.);

$t_{cc}$  - температура самоспалахування пари або пилу °С;

$t_n$  - початкова температура суміші °С;

$\omega$  - швидкість горіння суміші, м/с;

$q_n$  - кількість тепла, що виділяється при згоранні 1 м<sup>3</sup> суміші, Дж/м<sup>3</sup>;

$C_p$  - теплоємність продуктів горіння, Дж/(м<sup>3</sup>\*град.);

$t_t$  - температура горіння °С.

Для підвищення надійності гасіння полум'я діаметр отвору приймається на 20-25% менше обчисленого критичного діаметру. На особливо відповідальних ділянках газопроводів, газоходів, пилопроводів в поєднанні з вогнеприпинувачами встановлюють розривні мембрани. Рекомендується також застосовувати автоматичні системи відсікання полум'я механічної або гідравлічної дії (перекриття заслінками газопроводу, подача води для охолодження) [21].

## 9.8 Індивідуальні та колективні засоби захисту

Індивідуальні засоби захисту:

1. Як індивідуальні засоби захисту органів дихання і зору від дії шкідливих газів, пари, рідин присутніх в повітрі застосовується протигаз марки «М».
2. Для захисту від механічних травм голови застосовуються захисні каски типу «Праця» з підшоломником.
3. Для оберігання очей від пошкодження хімічними, термічними, механічними діями використовуються захисні окуляри.
4. Для захисту органів дихання від пилу використовуються респіратори.

5. Для захисту органів слуху від підвищеного рівня шуму використовуються протигаласливі навушники або «Бервуші».

6. Всі працівники забезпечуються спецодягом, спецвзуттям і іншими засобами індивідуального захисту.

Засоби колективного захисту:

1. Теплоізоляції апаратів та трубопроводів.
2. Система опалення.
3. Штучне освітлення.
4. Захисне заземлення та занулення від поразки електричним струменем.
5. Стаціонарні або пересувні майданчики для обслуговування арматури, що знаходиться на висоті більше 1,3м від підлоги.
6. Загально обмінні приточно-витяжні системи, вентиляції виробничих приміщень.
7. Аварійні системи вентиляції виробничих приміщень.
8. Системи блискавкозахисту.
9. Сховища.

## Висновки

В даному дипломному проекті було розглянуто стадію синтезу у виробництві метанолу потужністю 170 тис. т/рік.

В дипломному проекті обрано спосіб виробництва метанолу, що пропонує здійснення процесу синтезу з синтез-газу, отриманого методом конверсії природного газу, що складається в основному з водню, оксиду і діоксиду вуглецю

Розроблена технологічна схема стадії синтезу метанолу, виконані матеріальний і тепловий баланси, розрахунок основного апарату – реактору синтезу.

Представлені фізико-хімічні характеристики основних і проміжних продуктів процесу, вказані кількість джерел забруднення, їх характеристики, норми утворення відходів, надана характеристика виробничих небезпек, методи і засоби їх запобігання, а також особливі вимоги безпеки. Розглянуті питання, що стосуються автоматизації технологічного процесу та екології в проєктованому виробництві.

Виходячи з проведених розрахунків можна зробити висновок, що при розсіюванні викиду навколишньому середовищу не буде причинено шкоди. Заходи по забезпеченню охорони навколишнього середовища не потрібні.

## Література

1. Кадыгроб Л.А. Современное состояние и перспективы развития производства аммиака и метанола / Л.А. Кадыгроб // Химическая технология. – 1985. – №3. – С. 3-7.
2. Технология синтетического метанола / [Караваяев М. М., Леонов В. Е., Попов И. Г. и др.]; под ред. М. М. Караваяева. – М.: Химия, 1984. – 240 с.
3. Джордан Дж. Метанол: глобальный обзор / Дж. Джордан; [пер. Г. Липкин] // НЕФТЕГАЗОВЫЕ технологии. – 2007. – № 8. – С. 90-93.
4. Инструкция аппаратчику синтеза (стадий очистки исходного газа и компримирования циркуляционного газа) отделения синтеза цеха синтеза метанола производства «Оргсинтез». – Северодонецк, 2008. – 223 с.
5. Пат. 2289566 РФ Россия. МПК С07С29/151. Способ производства метанола / М.Х. Сосна, Ю.А. Соколинский, М.П.Шилкина; заявитель и патентообладатель М.Х. Сосна. – № 2005129878/04; заявл. 28.09.05; опубл. 20.12.06. – 6 с.
6. Розовский А.Я. Теоретические основы процесса синтеза метанола / А.Я. Розовский, Г.И. Лин. – М.: Химия, 1990. – 272 с.
7. Гутник С.П. Расчеты по технологии основного органического синтеза / С.П. Гутник, В.Д. Гутман, В.Е. Сосонко. – М.: Химия, 1988. – 245 с.
8. Методы расчетов по технологии связанного азота : [под ред. В.И. Атрощенко]. – К.: Высшая школа, 1978. – 311 с.
9. Дубинина М.М. Цеолиты, их синтез, свойства и применение / М.М. Дубинина, Т.Г. Плаченова. – М.: Химия, 1965. – 395 с.
10. Справочник азотчика [в 2-х томах]. – Т. 1. – М.: Химия, 1967. – 492 с.
11. Краткий справочник физико-химических величин: [Справочник] : [Под ред. А. А. Равделя]. – М.: Химия, 1965. – 231 с.
12. Методи розрахунків у технології неорганічних виробництв. Ч. 1.

Зв'язаний азот : [Підруч.] / [О. Лобойко, Л. Товажнянський, І. Слабун та ін.]. – Харків: НТУ «ХПІ», 2001. – 512 с. – ISBN 966-593-236-5.

13. Плановский А.Н. Процессы и аппараты химической технологии / А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Коган. – М.: Химия, 1967. – 848 с.

14. Кутепов А. М. Общая химическая технология : [Учебн. для вузов] / А. М. Кутепов, Т. И. Бондарева, М. Г. Беренгартен. – М.: ИКЦ «Академкнига», 2005. – 528 с. – ISBN 5-94628-079-1.

15. Генкин А. Э. Оборудование химических заводов / А. Э. Генкин. – М.: Высшая школа, 1988. – 272 с.

16. Лашинский А. А. Основы конструирования и расчёта химической аппаратуры / А. А. Лашинский, А. Р. Толчинский. – Л.: Машиностроение, 1970. – 752с.

17. Агрегат синтеза метанола. Влияние состава исходного газа на производительность / Комарова И.В., Попов Н.С., Роменский А.В. [и др.] // Хімічна промисловість України. – 2006. - №2. - С. 11-14.

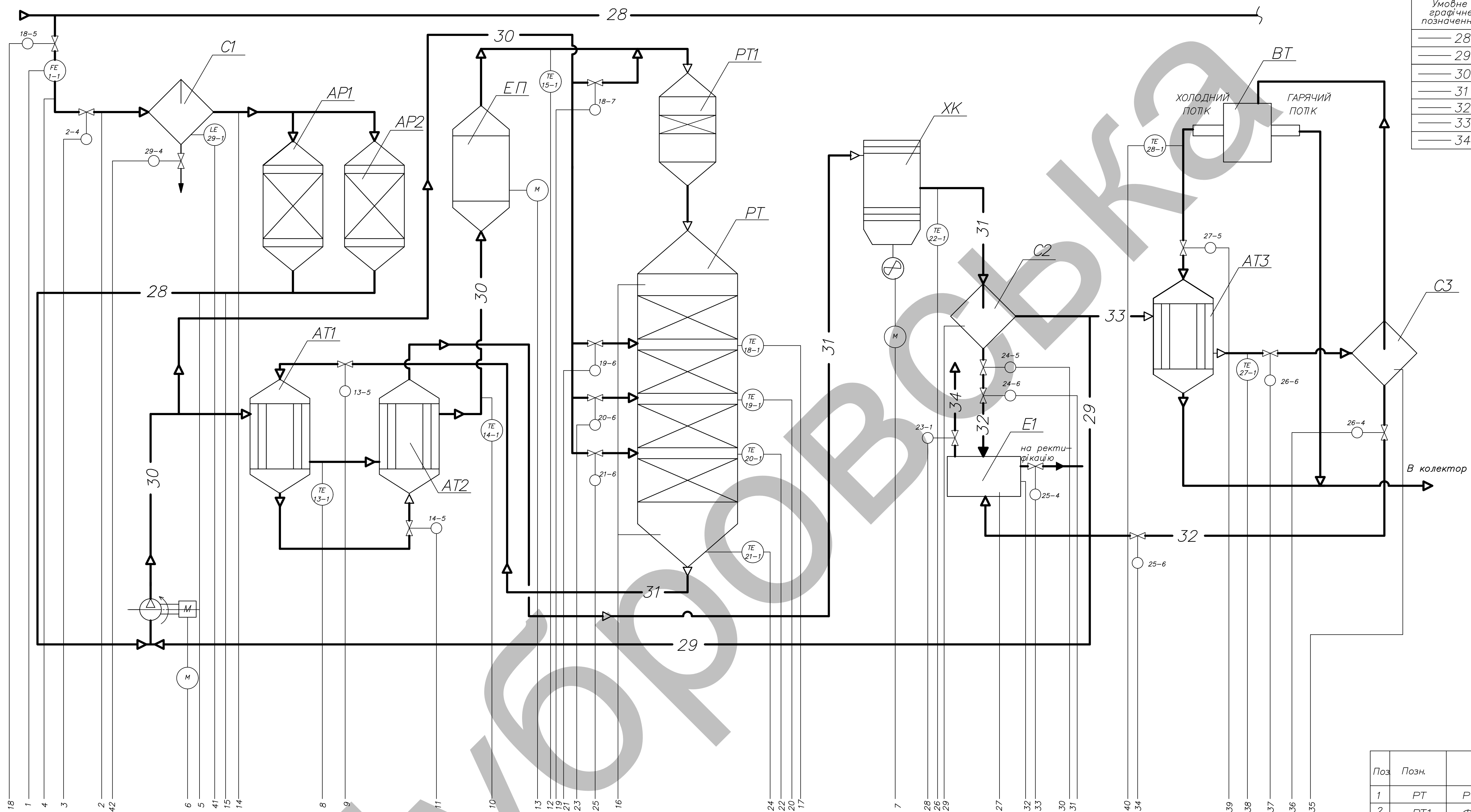
18. Опыт эксплуатации катализатора синтеза метанола СНМ-У / Родин Л.М., Овсиенко О.Л. [и др.] // Химическая промышленность. – 2001. - №10. - С. 3-8.

19. Основные процессы и аппараты химической технологии : [Пособие по проектированию] / [Под ред. Ю.И. Дытнерского]. – М.: Химия, 1991. – 356 с.

20. Розовский А.Я. Каталитический синтез метанола / Розовский А.Я., Лин Г.И. // Кинетика и катализ. – 1999. - №6. – С.854-878.

21. Стенцель Й.І. Автоматика та автоматизація хіміко – технологічних процесів / Стенцель Й.І. – Луганськ, 2004. – 376 с.

22. Методичні вказівки до виконання і оформлення дипломного проекту (роботи) бакалавра для студентів спеціальності 161 "Хімічні технології та інженерія" денної та заочної форм навчання / Укладачі: І. В. Кравченко, Т. Е. Римар, - Северодонецьк: СНУ ім. Володимира Даля, 2017 – 56 стор.



Умовне графічне позначення	Найменування середовища в трубопроводі	Примітка
— 28 —	ВИХДНИЙ ГАЗ	
— 29 —	ЦИРКУЛЯЦІЙНИЙ ГАЗ	
— 30 —	ЗМІШАНИЙ ГАЗ	
— 31 —	ПГС ПРОДУКТІВ	
— 32 —	МЕТАНОЛ СИРЕЦЬ	
— 33 —	ПРОДУВАЛЬНИЙ ГАЗ	
— 34 —	ТАНКОВИЙ ГАЗ	

Поз.	Позн.	Найменування	Кіл.	Примітка
1	РТ	РЕАКТОР	1	
2	РТ1	ФОРРЕАКТОР	1	
3	С1	СЕПАРАТОР	1	
4	АР1-2	АДСОРБЕР	2	
5	ЕП	ЕЛЕКТРОПІДІГРІВАЧ	1	
6	ХК	ХОЛОДИЛЬНИК-КОДЕНСАТОР	8	
7	С2	СЕПАРАТОР	1	
8	Е	ЗБІРНИК	1	
9	ВТ	ВИХРОВА ТРУБА	1	
10	АТ1-2	ТЕПЛОБІМННИК	2	
11	АТ3	ТЕПЛОБІМННИК	1	
12	С3	СЕПАРАТОР	1	

Прилади по місту	1	3	4	5	6...	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21...	26	27	28	29	30	31	38	39	40	41	42
Газ	FT 1-2	PT 2-1	QT 3-1	QT 4-1	QT 5-1	QT 6-1	QT 7-1	QT 8-1	QT 9-1	QT 10-1	TI 13-2	TI 14-2	TI 15-2	PI 16-1	PI 17-1	TI 22-2	PT 23-1	LI 24-1	TI 27-2	TI 28-2										
Штук КВПА	FIR 1-3	PIRA 2-2	QIRA 3-3	QIRA 4-3	QIRA 5-3	QIRA 6-3	QIRA 7-3	QIRA 8-3	QIRA 9-3	QIRA 10-3	TIRA 13-4	TIRA 14-4	TIRA 15-4	NSA 15-5	QIRA 16-2	PIRA 17-2	TY 18-6	TY 18-2	TY 19-2	TY 19-5	PIRA 23-2	LIRA 24-2	LIRA 24-4	LIRA 27-3	LIRA 28-3	LIRA 29-2	LIRA 30-3			
МСКУ-М			QY 2-3	QY 3-2	QY 4-2	QY 5-2	QY 6-2	QY 7-2	QY 8-2	QY 9-2	QY 10-2	QY 11-1	TY 13-4	TY 14-4	TY 15-4	TY 18-4	TY 19-4	TY 19-5	TY 19-5	TY 19-5	PY 23-3	LS 24-3	LY 24-4	LY 27-4	LY 27-4	LY 27-4	LY 27-4	LY 30-3		
РМОТ																														

ПД 07.02.СХ

Технологічна схема

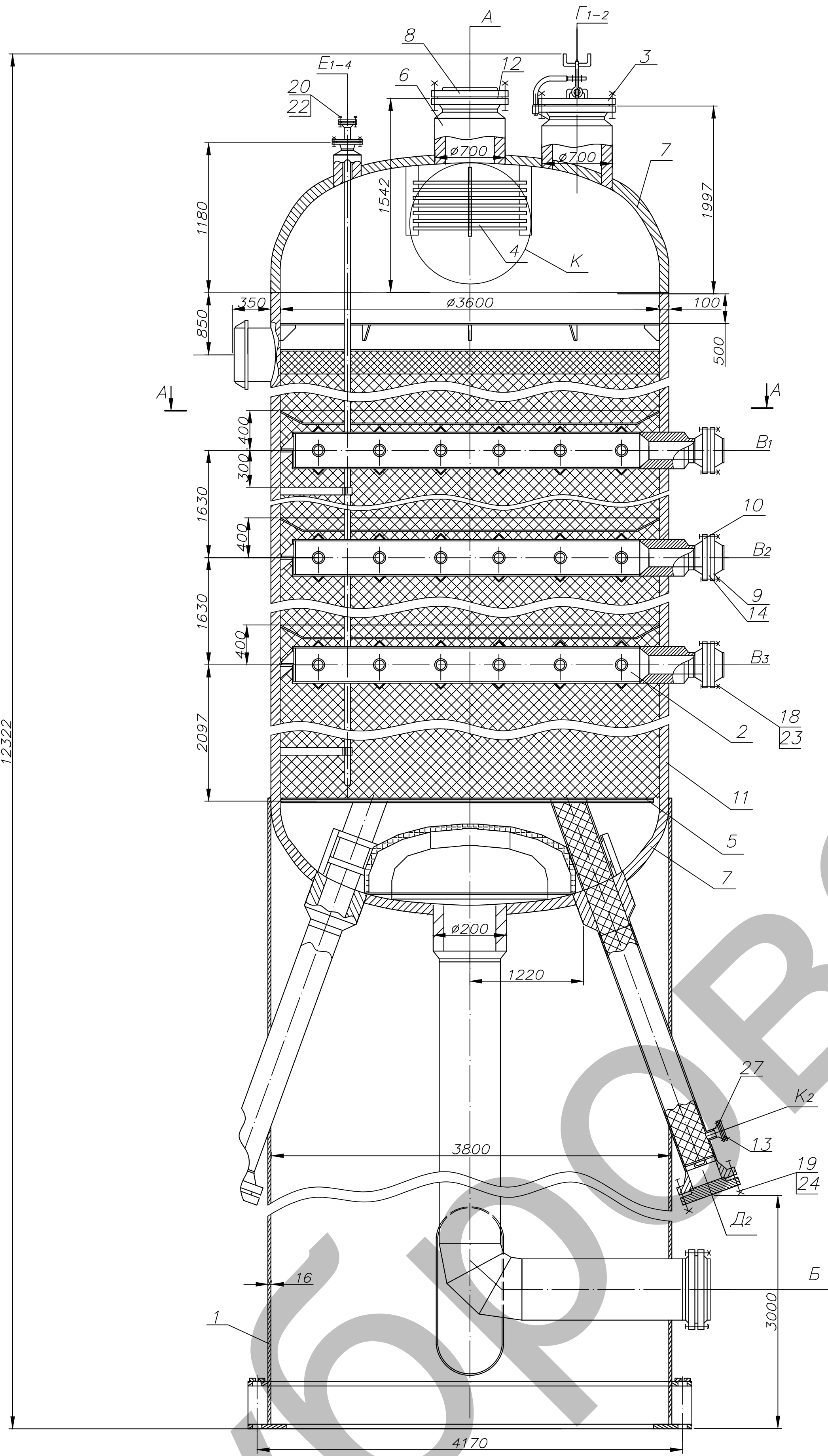
Синтез метанолу

СНУ ХТ-17г

Знач.	Арх.	Нарук.	Підпис	Дата
Розроб.	Дубровська			
Перевір.	Зубилов Є.І.			
Керівник				
Н.контр.	Зубилов Є.І.			
Заст.	Буварин О.В.			

Літер. Маса Масштаб

Арк 1 Аркушів 1



Позначення	Найменування	Кл.	Пройд. ум. Ду, мм	Тиск, Ру	
				МПа	кгс/см <sup>2</sup>
А	Вхід газу	1	500	6,4	64
Б	Вхід газу	1	500	6,4	64
В	Вхід газу холодного байпасу	3	200	10	100
Г	Люк для завантаження каталізатора	2	500	6,4	64
Д	Люк для вивантаження каталізатора	3	300	10	100
Е	Для термопар	4	40	1,6	16
Ж	Для огляду	2	600		
К	Продування	3	40	10	100

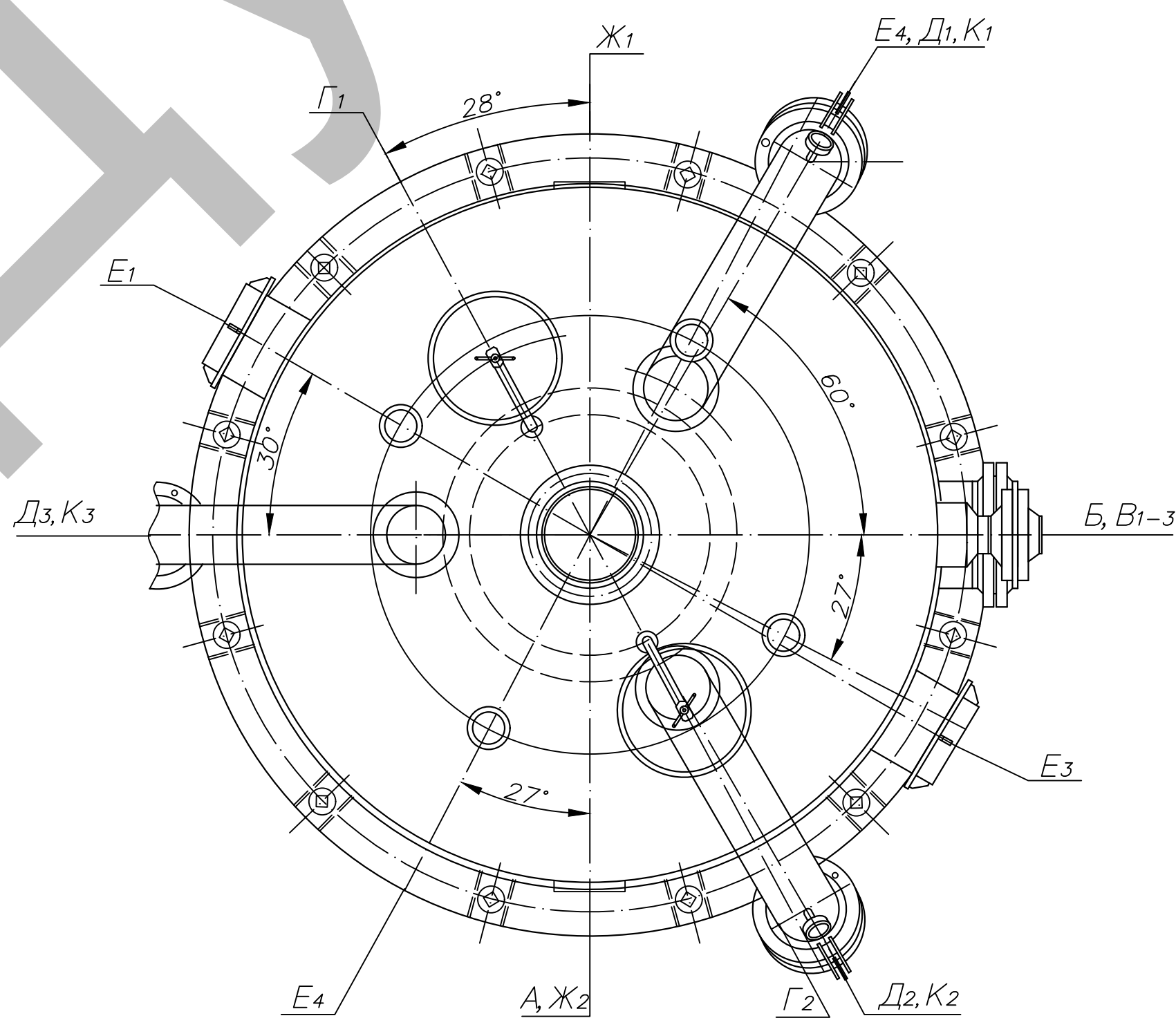
Технічна характеристика

1. Найменування апарату – реактор.
2. Призначення апарату – для синтезу метанолу.
3. Ємність апарату 100 м<sup>3</sup>.
4. Тиск робочий – 55 кгс/см<sup>2</sup>, розрахунковий – 58 кгс/см<sup>2</sup>.
5. Температура: робоча – плюс 300°С, розрахункова – плюс 320°С.
6. Характеристика робочого середовища: токсичне, вибухонебезпечне.

Технічні вимоги

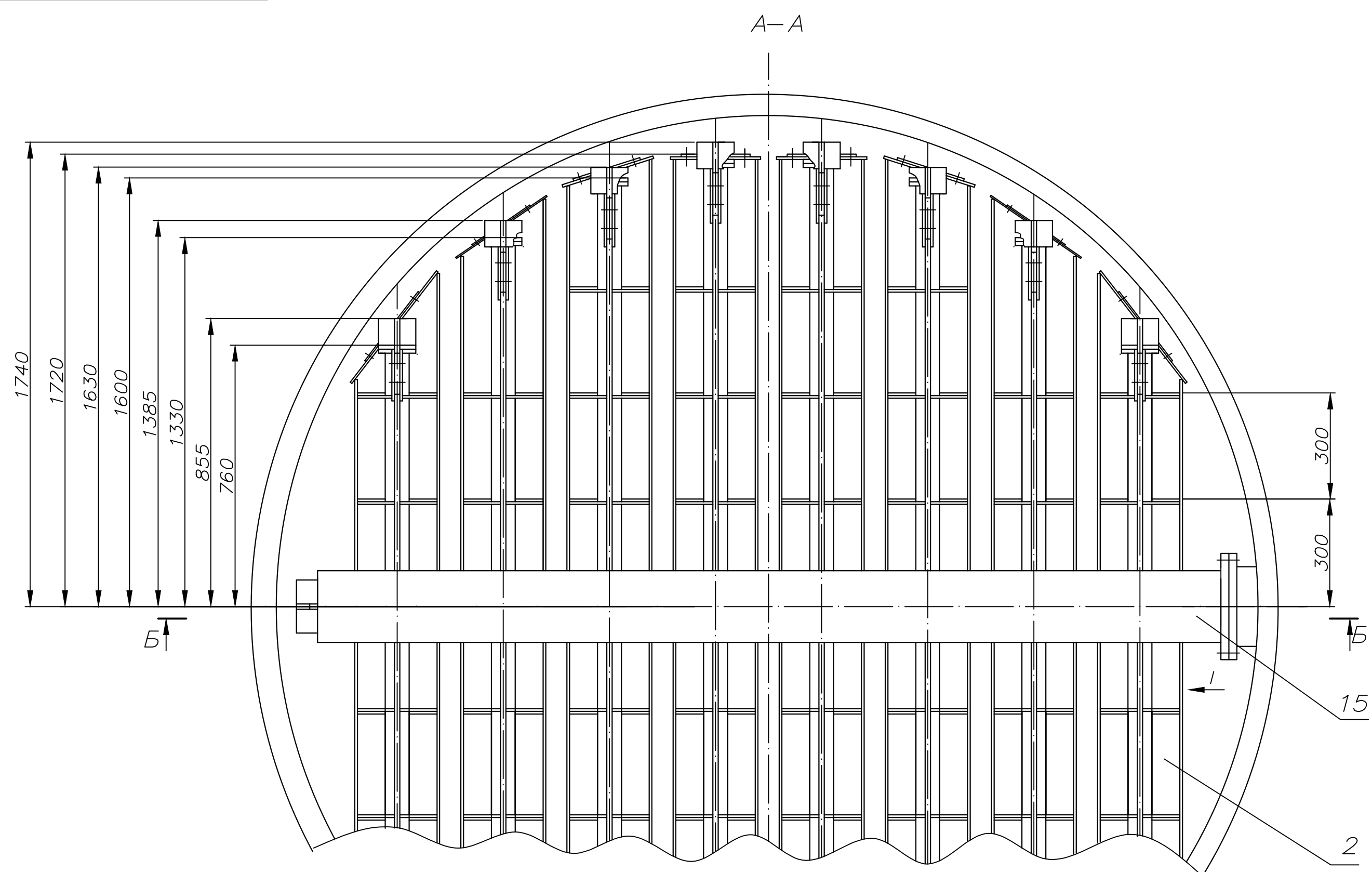
1. Апарат підлягає дії Правил Держкохоронипраці України.
2. При виготовленні апарату керуватись ОСТ 26–291–79, ГОСТ 12.2.003–74.
3. Апарат виробувати на міцність і щільність в горизонтальному і вертикальному положенні пробним відривним тиском 6,0 МПа.
4. Діагностувати розташування штуцерів див. на схемі.
5. Розміри для обвідок

Поз.	Позначення	Найменування	Кл.	Примітка
<i>Складальні одиниці</i>				
1		Опора	1	
2		Змішувач	3	
3		Люк Ду 500, Ру 61	2	
4		Розподільник	1	
5		Решітка	2	
6		Штуцер Ду 500, Ру 64	1	
<i>Деталі</i>				
7		Днище еліптичне $\phi 3600$	2	
8		Фланець Ду 500, Ру 64	2	Лист 17
9		Фланець Ду 200, Ру 100	3	Лист 14
10		Фланець Ду 200, Ру 100	3	Лист 14
		ГОСТ 12831–67		
11		Обчайка Dвн.=3600, N=8800	1	ГОСТ 5681–57
		12ХМ ТУ 24–10–003–70		
12		Прокладка 575x528x2	2	
		Пароніт 56		ТУ № Т–7733
13		Прокладка 75x45x2	4	
		Пароніт 56		ТУ № Т–7733
14		Прокладка 259x216x2	3	
		Пароніт 56		ТУ № Т–7733
15		Труба розподільна	3	
16		Пластина торцева	6	
		Лист БВ ГОСТ 9903–90		12x18N10T–M2
17		Пластина	6	
		Лист БВ ГОСТ 9903–90		12x18N10T–M26
		1582x90		
<i>Стандартні вироби</i>				
18		Болт М16x40.25	6	Сталь 25x2 М1 Ф
		ГОСТ 7798–70		
19		Болт М16x30.25	72	Сталь 25x2 М1 Ф
		ГОСТ 7798–70		
20		Болт М8x30.25	18	Сталь 25x2 М1 Ф
		ГОСТ 7798–70		
21		Болт М12x40.21	24	Сталь 25x2 М1 Ф
		ГОСТ 7798–70		
22		Гайка М8.25	42	Сталь 25x2 М1 Ф
		ГОСТ 5915–70		
23		Гайка М16.25	64	Сталь 25x2 М1 Ф
		ГОСТ 5915–70		
24		Гайка М16.25	32	Сталь 25
		ГОСТ 5915–70		
25		Гайка М12.21	32	Сталь 25
		ГОСТ 5915–70		
26		Сітка №12–2	4,8 м <sup>2</sup>	Х18Н10Т
		ГОСТ 3826–66		
27		Заглушка Ду 40 Ру 16	4	

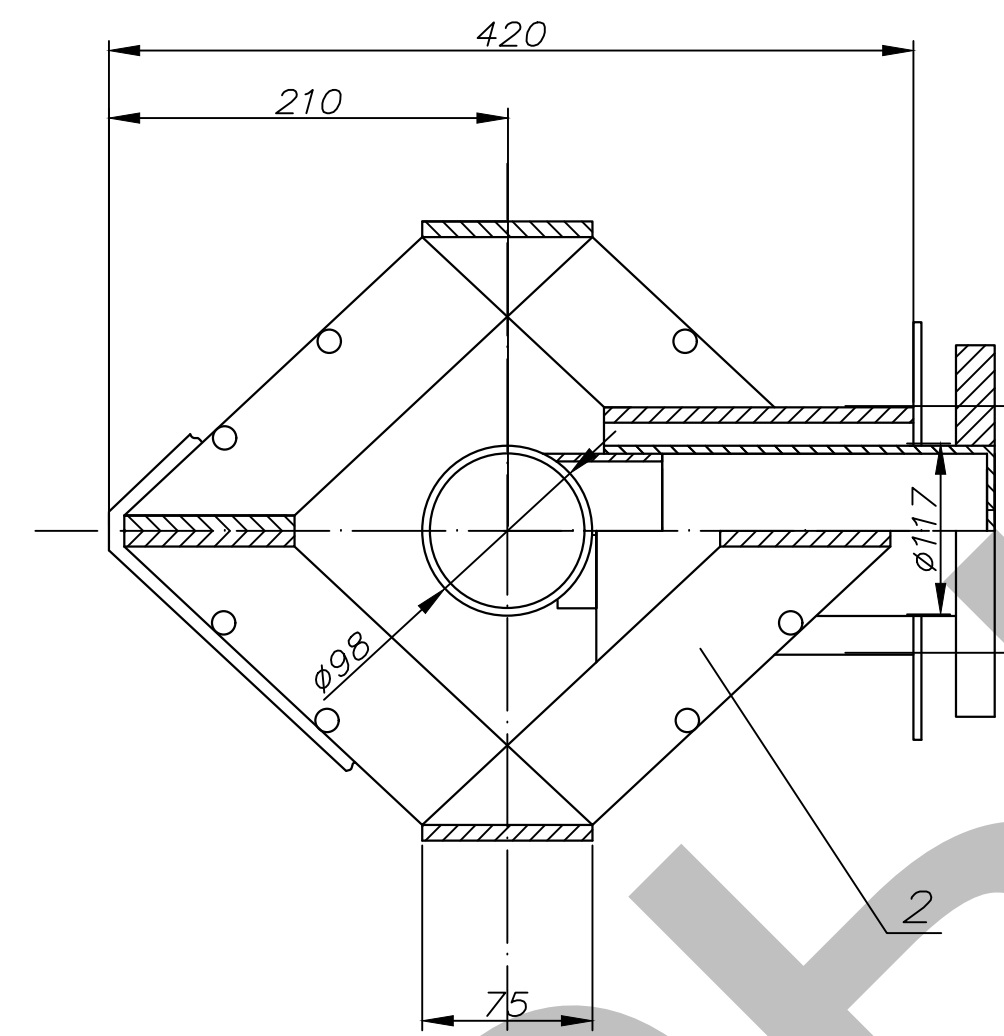


ПД 07.03.С6

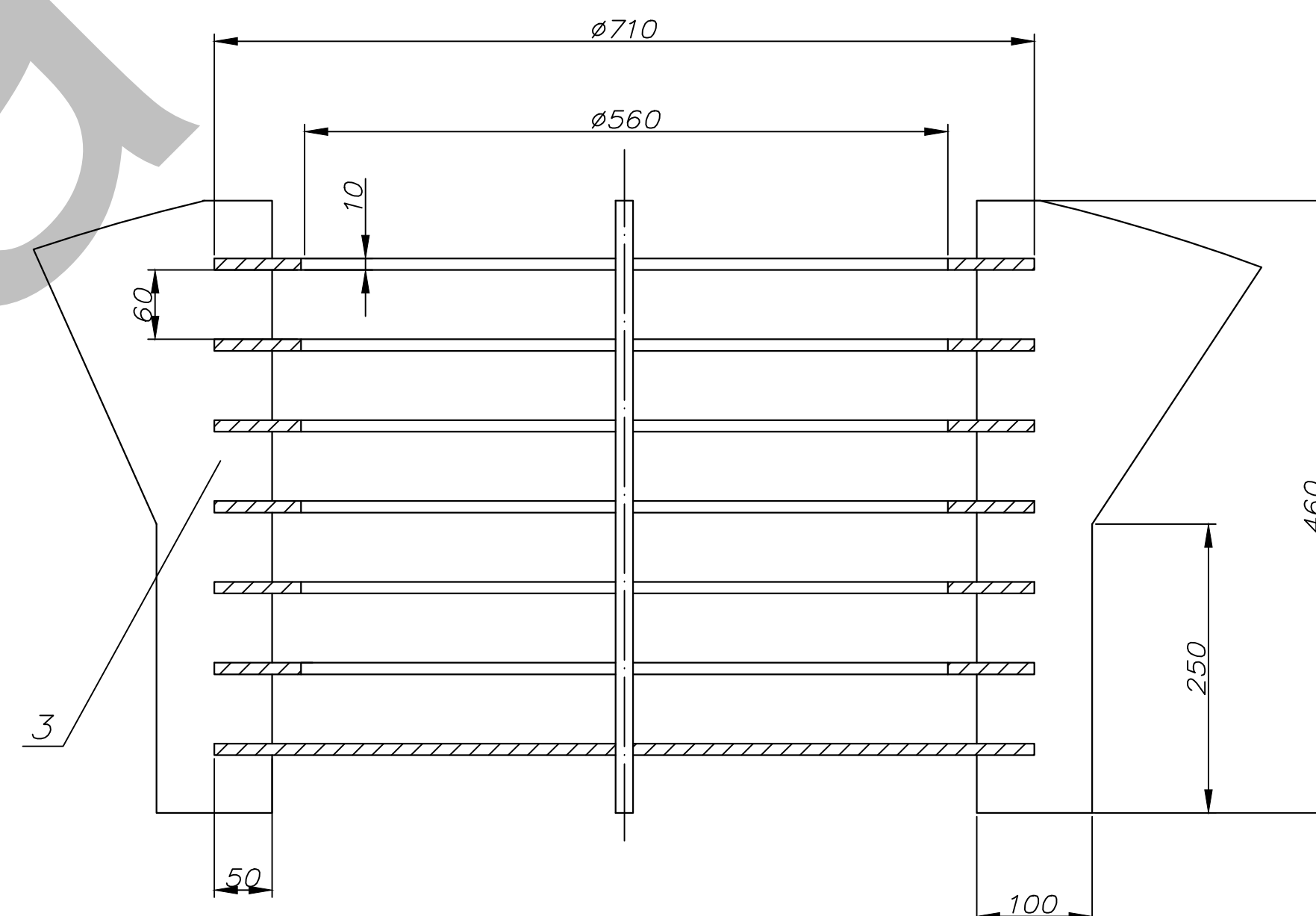
Змі.	Арх.	Ндржум.	Плаци.	Дата	Літер.	Маса	Масштаб
Розроб.	Дубравська					241500	1:30
Перевір.	Зубиць Є.І.						
Т.контр.					Арк 1	Аркушів 2	
Н.контр.	Зубиць Є.І.				Синтез метанолу		
Затв.	Суварин О.В.				СНУ ХТ–17g		



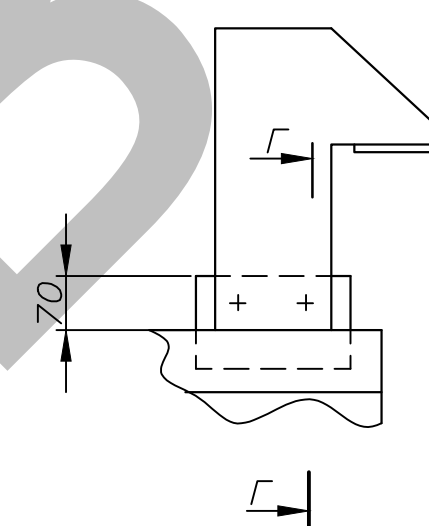
Д-Д (1:4)



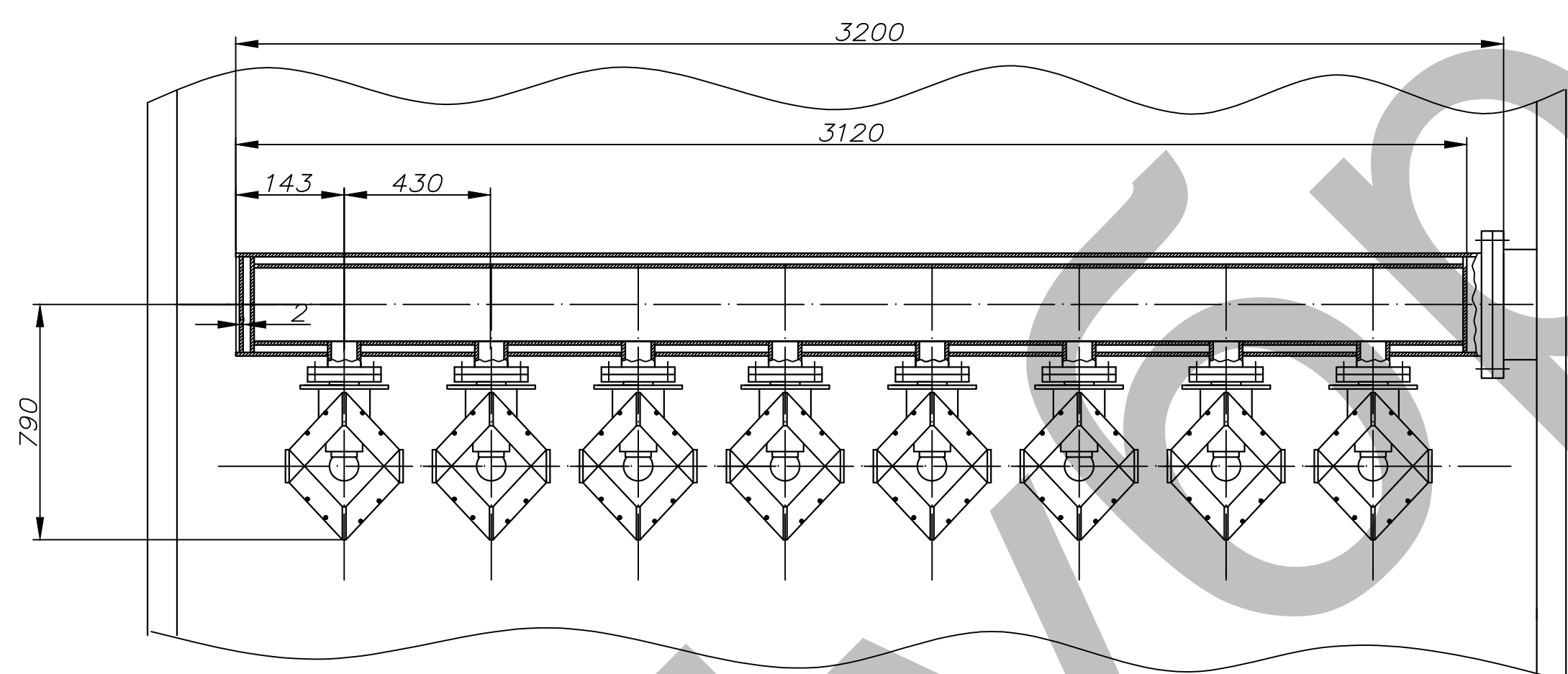
К (1:5)



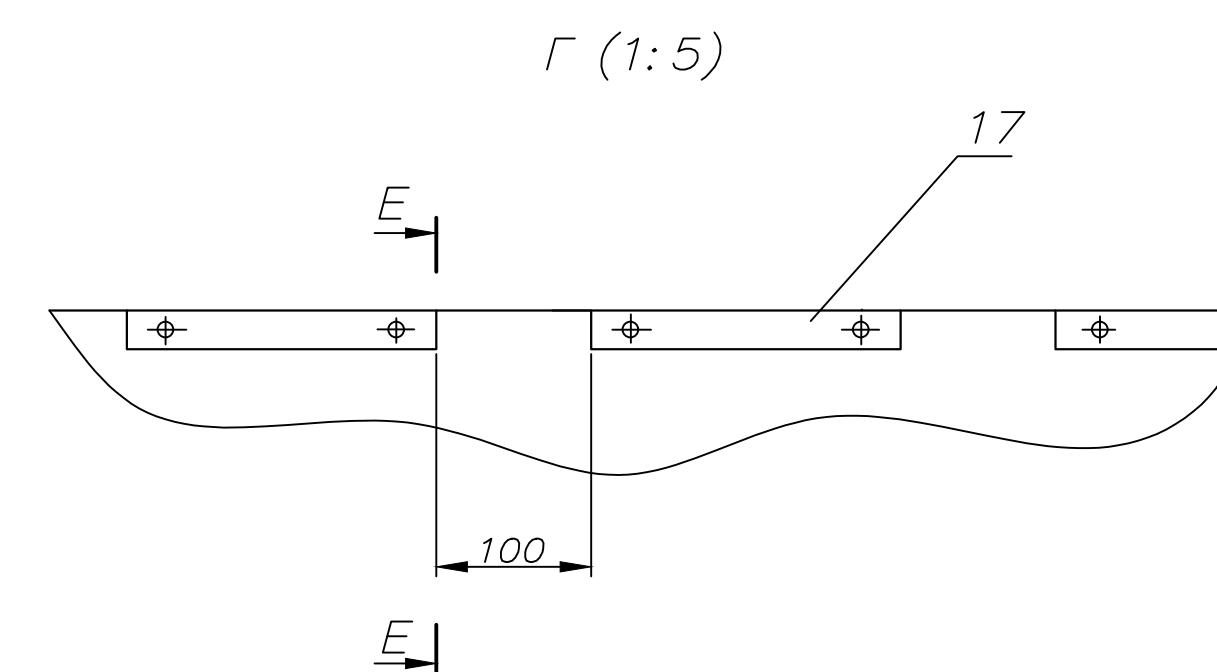
В (1:10)



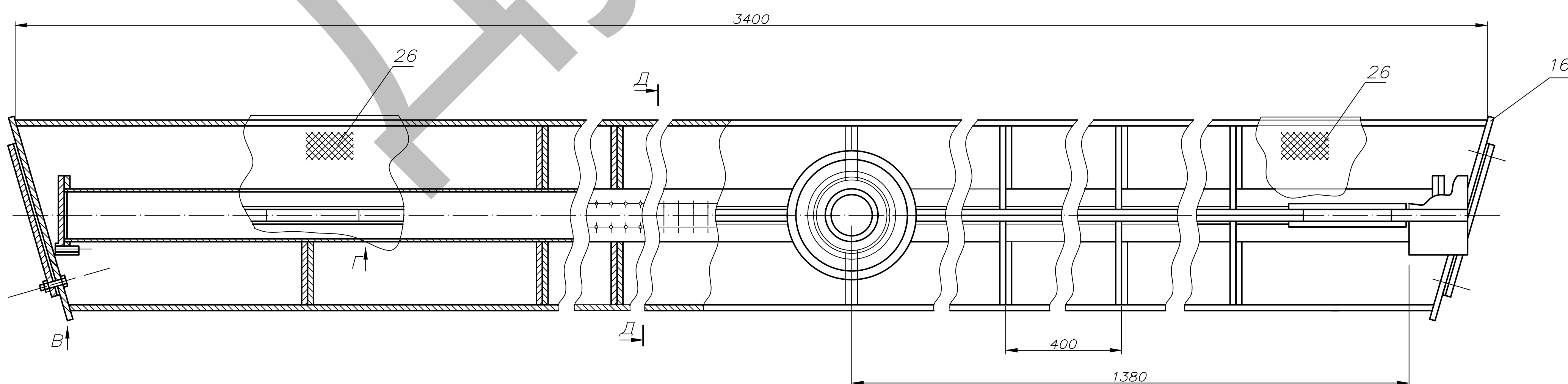
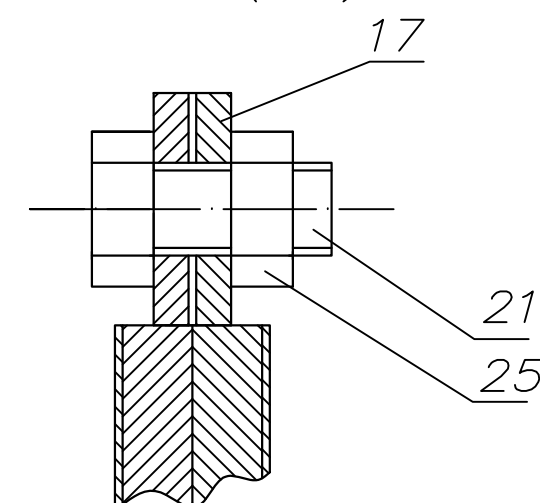
Б-Б



Г (1:5)



Е-Е (1:1)



ПД 07.04.001				Реактор синтезу метанолу. Узли та деталі			
Знач.	Арк.	Нарисув.	Підпис	Дата	Літер.	Маса	Масштаб
Разроб.	Дубровська						
Перевір.	Зубиов Є.І.						
Т.контр.					Арк 2	Архів 2	
Н.контр.	Зубиов Є.І.				Синтез метанолу		СНУ ХТ-17г
Застб.	Буварин О.В.						