

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ДЕРЖАВНИЙ ВИЩИЙ НАВЧАЛЬНИЙ ЗАКЛАД
«УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ НАУКИ І ТЕХНОЛОГІЙ»

Харчових та хімічних технологій

(повна назва факультету)

Технології палив, полімерних та поліграфічних матеріалів

(повна назва кафедри)

Пояснювальна записка

до дипломного проекту (роботи)

магістр

(освітній рівень)

на тему: *Технологія одержання високооктанового компоненту
бензина ізомеризацією парафінів*

Виконав: студент 6 курсу, групи ХТ-97

спеціальності 161 Хімічні технології та
інженерія

(шифр і назва спеціальності)

Самодай Д.О.

(прізвище та ініціали)

(підпис)

Керівник Шевченко О.Б.

(прізвище та ініціали)

(підпис)

Рецензент

(прізвище та ініціали)

(підпис)

Дніпро – 2026року

ДВНЗ «УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ НАУКИ І ТЕХНОЛОГІЙ»
ННІ“Український державний хіміко-технологічний університет”

Факультет Харчових та хімічних технологі

Кафедра Технології палив, полімерних та поліграфічних матеріалів

Освітній рівень Магістр

Спеціальність 161 Хімічні технології та інженерія

(шифр і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри ТПП та ПМ
Сухий К.М.

“02” червня 2026 р.

З А В Д А Н Н Я
НА ДИПЛОМНИЙ ПРОЕКТ (РОБОТУ) СТУДЕНТУ

Самодай Данилі Олександровичу

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема проекту (роботи) Технологія одержання високооктанового компоненту бензина ізомеризацією парафінів

керівник проекту (роботи) Шевченко Олена Борисівна, к.т.н., доц.

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

затверджена наказом по університету від “ ” 20 р. №

2. Строк подання студентом проекту (роботи) 25.05.2026р.

3. Вихідні дані до проекту (роботи) потужність установки 300 тис. тон на рік

4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити): аналітичний огляд літератури; фізико-хімічні основи процесу; характеристика сировини, реагентів, каталізаторів та готової продукції; вибір, обґрунтування та опис технологічної схеми; матеріальний баланс процесу; технологічний розрахунок реакторного блоку; автоматизація систем контролю технологічного процесу; охорона навколишнього середовища і раціональне використання природних ресурсів; охорона праці та безпека в надзвичайних ситуаціях; організаційно-економічна частина.

5. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень) технологічна схема – 1 аркуш; реактор – 2 аркуша; функціональна схема контролю та автоматизації – 1 аркуш; інформаційні таблиці (матеріальний баланс, характеристика сировини та продуктів) – 2 аркуша.

6. Консультанти розділів проекту (роботи)

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
<i>Технологічна частина, спеціальна частина</i>	Доц. Шевченко О.Б.		
<i>Автоматизація систем контролю технологічного процесу</i>	Доц. Фурса О.О.		
<i>Охорона праці та безпека в надзвичайних ситуаціях</i>	Доц. Герасименко В.О.		
<i>Організаційно-економічна частина</i>	Доц. Гончар. Л.А.		

7. Дата видачі завдання 3 вересня 2025р.

8. Календарний план

№ з/п	Назва етапів дипломного проекту (роботи)	Строк виконання етапів проекту (роботи)	Примітка
	<i>Вступ; аналітичний огляд літератури; фізико-хімічні основи процесу.</i>	12.09.25-20.10.25	
	<i>Характеристика сировини, реагентів, каталізаторів та готової продукції.</i>	21.10.25-30.10.25	
	<i>Вибір, обґрунтування та опис технологічної схеми.</i>	11.09.25-18.09.25	
	<i>Матеріальний баланс процесу; технологічний розрахунок реакторного блоку; конструктивний розрахунок реактора</i>	1.11.25-25.12.25	
	<i>Автоматизація систем контролю технологічного процесу;</i>	16.02.26-22.03.26	
	<i>Охорона навколишнього середовища і раціональне використання природних ресурсів</i>	23.03.26-25.03.26	
	<i>Охорона праці та безпека в надзвичайних ситуаціях; організаційно-економічна частина; висновки; список літератури</i>	26.03.26-30.03.26	
	<i>Оформлення пояснювальної записки</i>	30.04.26-15.05.26	
	<i>Виконання креслень</i>	16.04.26-25.04.26	

Студент _____ Данило САМОДАЙ
(підпис) (прізвище та ініціали)

Керівник проекту (роботи) _____ Олена ШЕВЧЕНКО
(підпис) (прізвище та ініціали)

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка: 120 стр; 4 рисунки; 21 таблиць; 49 літературних джерел.

ІЗОМЕРИЗАЦІЯ, КАТАЛІЗАТОР, БЕНЗИН, ОКТАНОВЕ ЧИСЛО.

Об'єкт дослідження – процес одержання високооктанового компоненту бензину ізомеризації фракції $C_5 - C_6$.

Мета роботи – розрахувати реакторний блок установки ізомеризації насичених вуглеводнів.

Методи дослідження – таблично-графічні, розрахункові, економічні, інформаційні, прогнозування.

В літературному огляді дипломного проекту наведено розгорнуту інформацію щодо існуючих схем процесу ізомеризації, їх видів та видів каталізаторів. Приведені переваги та недоліки оформлення технологічного процесу низькотемпературної ізомеризації. Приведено характеристики сировини, готової продукції. Детально розглянуто фізико – хімічні основи процесу ізомеризації, обґрунтована, вибрана та описана технологічна двохреакторна схема.

Матеріальний баланс розраховано на потужність 300 тис.т/рік. Виконані всі необхідні конструктивні розрахунки апаратури. За результатами розрахунків підібрано основні апарати – реактори.

Визначено необхідний рівень автоматизації і вказані параметри, розроблено функціональну схему, що контролюються, регулюються, норми та рівень відхилення для забезпечення безперебійної нормальної роботи обладнання та проведення процесу.

У розділі охорони навколишнього середовища проведений аналіз шкідливих викидів підприємства та визначено напрямки їх утилізації

Наведено показники речовин технологічного процесу: токсичність, характер дії на організм, гранично допустима концентрація шкідливих речовин у повітрі робочої зони.

Зведено результати розрахунку техніко-економічних показників.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						4
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Відомість дипломного проекту

№ n/n	Формат	Позначення	Найменування	Кіл. аркушів	№ примірн.	Примітки
			<u>Документація</u>			
			<u>загальна</u>			
			<i>Заново розроблена</i>			
	A4	6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Пояснювальна записка	120		
	A1	6ХТ97.026.161.002.ДП.ТС	Схема технологічна	1		
	A1		Матеріальний баланс	1		
	A1		Характеристика сировини і продукції	1		
			<u>Документація по</u>			
			<u>збірних одиницях</u>			
			<i>Заново розроблена</i>			
	A1	6ХТ97.026.161.003.ДП.ЗВ	Реактор ізомеризації	1		
	A1	6ХТ97.026.161.004.ДП.ЗВ	Тарілка розподільча	1		
	A1	6ХТ97.026.161.005.ДП.ФС	Функціональна схема АСКТП	1		

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ							
Зм.	Арк..	№ документа	Підпис	Дата	Технологія одержання високооктанового компоненту бензина ізомеризацією парафінів			Літера	Аркуш	Аркушів		
Розробив	Самолай									5	125	
Пеоєвірів	Шевченко							УДУНТ ННІ «УДХТУ» 6-ХТ-97				
Н. Контр.												
Затв..	Сухий К.М.											

ЗМІСТ

ВСТУП.....	7
1. ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА.....	9
1.1 Аналітичний огляд літератури.....	9
1.2 Технологічні схеми процесу	19
1.3 Фізико-хімічні основи процесу	30
1.4 Характеристика вихідної сировини, матеріалів, реагентів, каталізаторів, напівфабрикатів і виготовленої продукції	47
1.5 Вибір, обґрунтування та опис технологічної схеми	50
2. СПЕЦІАЛЬНА ЧАСТИНА	53
2.1 Матеріальний баланс	53
2.2 Технологічний розрахунок реактору блоку ізомеризації	53
2.3 Розрахунок кількості каталізатора	54
2.4 Розрахунок кількості циркулюючого газу	54
2.5 Розрахунок складу газо-сировинної суміші, яка поступає в реактор	56
2.6 Розрахунок складу газо-продуктової суміші	57
2.7 Розрахунок аеродинамічного режиму та розмірів реактора	58
2.8 Розрахунок втрати тепла через стінку реактора	61
3. АВТОМАТИЗАЦІЯ СИСТЕМ КОНТРОЛЮ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ..	64
3.1 Аналіз об'єкта керування.....	64
3.2 Короткий опис об'єкта керування	64
3.3 Розробка системи керування технологічним процесом.....	65
3.4 Призначення, цілі та автоматизовані функції системи керування	68
3.5 Вибір комплексу технічних засобів.....	70
3.6 Розробка функціональної схеми автоматизації.....	72
4. ОХОРОНА НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА І РАЦІОНАЛЬНЕ ВИКОРИСТАННЯ ПРИРОДНИХ РЕСУРСІВ	75
5. ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА В НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ.....	77
5.1 Характеристика об'єкта, що проектується, та місця його розташування.	77
5.2 Характеристика негативних факторів проектного об'єкта.....	77
5.3 Оцінка стану проектного об'єкту в надзвичайних ситуаціях.	79
5.4 Заходи зі створення безпечних та здорових умов праці, передбачені проектом.	84
5.5 Протипожежні заходи	91
6. ОРГАНІЗАЦІЙНО-ЕКОНОМІЧНА ЧАСТИНА	96
6.1 Розрахунок виробничої програми блоку з випуску продукції.	96
6.2 Розрахунок показників роботи обладнання.	97
6.3 Розрахунок капітальних інвестицій в реконструкцію (модернізацію) блоку та амортизації.	99
6.4 Обґрунтування чисельності персоналу блоку та розрахунок фонду оплати праці.	102
6.5 Розрахунок собівартості продукції	106
6.6 Визначення ефективності проекту блоку.	113
6.7 Висновки до розділу.	116
ВИСНОВКИ.....	119
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	121

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		6

ВСТУП

Одним із першочергових завдань сучасної нафтопереробної галузі є отримання моторних палив із підвищеним октановим числом [1]. Саме цей показник визначає здатність бензину протистояти детонації та забезпечувати стабільну й ефективну роботу двигунів внутрішнього згоряння [2]. Високе октанове число сприяє кращій паливній економічності, зниженню втрат потужності та зменшенню викидів шкідливих речовин у довкілля [3]. Відомо, що зі збільшенням октанового числа ймовірність виникнення детонації істотно зменшується [2], а отже, знижується ризик передчасного зношування деталей двигуна й погіршення його експлуатаційних характеристик [4]. Тому підвищення октанових властивостей бензину є не лише технічним завданням, а й важливою екологічною та економічною необхідністю [5].

Упродовж тривалого часу проблема підвищення октанового числа розв'язувалася шляхом додавання антидетонаційних присадок, серед яких у XX столітті домінував тетраетилсвинець [6]. Його застосування дозволяло значно покращити антидетонаційні властивості бензину без складних технологічних змін у виробництві [4]. Проте з накопиченням досліджень стало очевидним, що свинцевмісні присадки становлять суттєву небезпеку для довкілля та здоров'я людини [7]: свинець акумулюється у ґрунтах, водоймах та живих організмах, провокуючи токсичні ураження, порушення нервової системи та численні хронічні отруєння [7]. Крім того, він деактивує каталізатори очищення вихлопних газів [8]. Ці фактори стали підставою для глобальної відмови від тетраетилсвинцю [9].

За сучасних умов основний акцент у виробництві високооктанових бензинових фракцій робиться на впровадженні каталітичних процесів глибокої переробки вуглеводневої сировини [4]. Найбільш поширення набули каталітичний риформінг, алкілювання та ізомеризація [10]. Кожен з цих процесів має свої технологічні переваги: риформінг сприяє утворенню ароматичних вуглеводнів із високою детонаційною стійкістю [10]; алкілювання забезпечує синтез цінних розгалужених ізоалканів [4]; ізомеризація дозволяє перетворити нормальні

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						7
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

парафіни на їхні високооктанові розгалужені ізомери без зміни вуглецевого числа молекули [11].

Особливої уваги заслуговує процес ізомеризації легких парафінів ($n\text{-C}_4\text{--C}_6$), який розглядається як один із найбільш ефективних та екологічно прийнятних методів отримання високооктанових компонентів бензину [12]. Сутність цього процесу полягає у перебудові структури лінійних алканів у розгалужені ізомери з вищими антидетонаційними характеристиками [11]. Так, октанове число нормального пентану становить приблизно 62, тоді як ізопентану — близько 92 [13]. Для гексанів різниця ще більша: n -гексан має октанове число близько 25, а 2,2-диметилбутан — понад 90 [13]. Це підтверджує ефективність ізомеризації як методу отримання високооктанової продукції без значних втрат виходу та без утворення токсичних побічних сполук [1].

Актуальність дослідження визначається зростанням вимог до екологічної та енергетичної ефективності моторних палив, а також тривалим глобальним курсом на повну відмову від токсичних антидетонаційних присадок [9]. У контексті посилення міжнародних екологічних стандартів, скорочення викидів парникових газів і підвищення жорсткості норм щодо якості бензину особливої важливості набувають технології, здатні забезпечити високі октанові числа без використання шкідливих сполук [13]. Крім того, цей процес характеризується порівняно невисокими енерговитратами [4] та здатністю інтегруватися в існуючі технологічні схеми нафтопереробних підприємств [14], що робить його одним із найперспективніших напрямів розвитку галузі [3].

Метою дипломної роботи є комплексний аналіз сучасних технологічних рішень та наукових підходів до процесу ізомеризації легких парафінів, а також дослідження факторів, що визначають ефективність одержання високооктанового компоненту бензину. Особливу увагу приділено вибору й характеристиці каталізаторів, оптимізації технологічних параметрів та оцінці промислового значення ізомеризації у структурі сучасного виробництва моторних палив.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						8
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

1. ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

Ізомеризація легких парафінів ($n\text{-C}_4\text{--C}_6$) є каталітичним процесом, у якому лінійні алкани перетворюються на розгалужені ізомери з вищим октановим числом [1]. Оскільки самоплинне ізомеризаційне перетворення перебігає зі значною активаційною енергією і практично не відбувається за помірних температур, каталізатори відіграють ключову роль у забезпеченні швидкості та селективності реакції [11].

1.1 Аналітичний огляд літератури

Каталітична ізомеризація зводиться до послідовності карбокатионних перетворень або гідрогенізаційно-дегідрогенізаційних циклів [11]. Вибір каталізатора визначає механізм реакції, кількість побічних продуктів, термін його служби та економічні показники установки [4].

У промисловості застосовують двохфункціональні каталізатори, що поєднують кислотні та металеві центри [12]. Така будова дозволяє досягати високої активності при низьких температурах і запобігати утворенню небажаних продуктів [10].

Для промислової ізомеризації легких парафінів ($n\text{-C}_4\text{--C}_6$) використовують каталізатори різної хімічної природи, але для промислових схем ключовими залишаються двофункціональні системи, у яких поєднано кислотні та металеві центри [1]. Каталізатори забезпечують активність, селективність і стабільність процесу та суттєво впливають на економічні показники установки [1]. Основні вимоги до каталізаторів включають високу активність при помірних температурах [4], селективність до розгалужених ізомерів [2], термічну та хімічну стабільність [4], стійкість до домішок у сировині, зокрема сірки та азотистих сполук [1], а також тривалий ресурс роботи з можливістю регенерації [1].

Нижче наведено основні види каталізаторів, що використовуються в промислових і лабораторних процесах ізомеризації.

Хлоровані алюмооксидні каталізатори ($\text{Pt/Cl--Al}_2\text{O}_3$) є одним із найпоширеніших типів для ізомеризації легких парафінів, особливо фракцій $\text{C}_5\text{--C}_6$ [1]. Носій таких каталізаторів — $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$, модифікований хлором, що формує кислотні центри, а

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						9
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

метал — платина (0,2–0,6 %) — забезпечує гідрування та дегідрування проміжних алкенів [4]. Реакція протікає через карбокатіонний механізм при низьких температурах (120–180 °C) [2]. Ці каталізатори характеризуються високою селективністю до розгалужених ізомерів та низькою схильністю до крекінгу за оптимальних умов [10]. Вони чутливі до сірки, води та азотистих домішок у сировині, тому потрібна попередня очистка [1]. Завдяки своїй стабільності та відтворюваній роботі, Pt/Cl–Al₂O₃ використовуються на більшості промислових установок ізомеризації у світі для виробництва високооктанових компонентів бензину [15].

Сульфатований оксид цирконію (SO₄²⁻/ZrO₂) належить до сильнокислотних твердих каталізаторів і розглядається як матеріал для низькотемпературної ізомеризації лінійних алканів у розгалужені продукти [16]. У біфункціональних системах його поєднують із платиновою фазою; для ізомеризації легких парафінів показано, що платина підвищує стабільність каталізатора та стримує утворення коксопопередників [16]. Перевагою сульфатованого цирконію є також знижена чутливість до домішок і відсутність корозійних та забруднювальних проблем, через що його розглядають як альтернативу хлорвмісним системам [17]. Водночас цей клас каталізаторів схильний до швидкої дезактивації через коксоутворення, тому в дослідженнях широко застосовують промотори для підвищення стабільності та селективності [18]. Саме тому сульфатований оксид цирконію залишається перспективним напрямом для лабораторних і пілотних досліджень у сфері одержання високооктанових ізомерів [19].

Цеолітні каталізатори (Pt/H-BEA, Pt/MOR, Pt/Y) належать до класу біфункціональних систем, у яких кислотні центри цеоліту поєднуються з металевими центрами платини; для Pt/цеоліт-каталізаторів саме баланс між кислотною та металевою функціями є визначальним для перебігу гідроізомеризації [20]. Мікропориста структура дає змогу керувати селективністю за формою молекул-продуктів, а це є однією з характерних ознак цеолітів [21]. Металевий компонент Pt забезпечує дегідрування та гідрування проміжних сполук у біфункціональному механізмі реакції [21]. Для Pt/H-BEA описано роботу в

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		10

діапазоні 150–350 °С, причому для каталізатора з 0,78 % Pt і Si/Al = 12 досягали 98 % селективності до ізопентану за конверсії 45 %. Для великих пористих цеолітів, зокрема H-beta, показано вищу каталітичну придатність порівняно з H_Y завдяки тривимірним каналам, тоді як надмірна кислотність великих пор може підсилювати гідрокрекінг [22].

У випадку хлорованих Pt/Al₂O₃-Cl систем промислові джерела прямо вказують на високу чутливість до води та аміаку, тому цеолітні каталізатори технологічно вигідні там, де небажані хлорвмісні носії та пов'язані з ними операційні обмеження [20]. можуть бути металевими (Pt) для здійснення гідрогенізації/дегідрогенізації;

Біфункціональні платиновмісні каталізатори нового покоління (Pt/Re, Pt/Sn, Pt/WO₃/ZrO₂) поєднують кислотні та металеві функції на стабільніших носіях і є модернізованими варіантами традиційних Pt/Cl-Al₂O₃ [21]. Завдяки такій конструкції вони демонструють знижену чутливість до води та домішок у сировині, а металеві частинки зберігають стабільність і менше агломеруються протягом експлуатації [22]. Робочий температурний діапазон таких каталізаторів ширший (180–260 °С), що дозволяє ефективно перетворювати складні суміші легких парафінів без значного утворення коксу та побічних продуктів [22]. Сучасні промислові установки ізомеризації застосовують ці системи для підвищення стійкості процесу та зменшення частоти регенерації, особливо при виробництві безсвинцевих високооктанових компонентів бензину [23].

Біфункціональні платиновмісні каталізатори нового покоління (Pt/Re, Pt/Sn, Pt/WO₃/ZrO₂) поєднують кислотні та металеві функції на стабільніших носіях і є модернізованими варіантами традиційних Pt/Cl-Al₂O₃ [21]. Завдяки такій конструкції вони демонструють знижену чутливість до води та домішок у сировині, а металеві частинки зберігають стабільність і менше агломеруються протягом експлуатації [24]. Робочий температурний діапазон таких каталізаторів ширший (180–260 °С), що дозволяє ефективно перетворювати складні суміші легких парафінів без значного утворення коксу та побічних продуктів [22]. Сучасні промислові установки ізомеризації застосовують ці системи для підвищення

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		11

стійкості процесу та зменшення частоти регенерації, особливо при виробництві безсвинцевих високооктанових компонентів бензину [23].

Каталізатор у процесі ізомеризації легких парафінів відіграє ключову роль і визначає практично всі основні показники роботи промислової установки: від складу, структури та активності каталізатора залежать швидкість реакції, селективність утворення розгалужених ізомерів, ресурс роботи та економічна ефективність процесу [24].

У промисловому контексті ізомеризація легкої нафтової фракції є саме каталізом за кислотним механізмом, тобто без каталізатора вона не має потрібної для виробництва швидкості та керованості [25]. Біфункціональний механізм включає послідовність стадій: дегідрування насиченого парафіну на металевому центрі, утворення олефіну, його протонування на кислотному центрі, скелетну ізомеризацію карбокатионного типу та подальшу гідрогенізацію продукту [26].

Для Pt/хлорованого оксиду алюмінію системи характерні низькотемпературні режими близько 140 °С, тоді як для окремих цеолітних систем описані вищі температури, зокрема 220–300 °С для Ni-Pt/H-mordenite [22]. Саме каталізатор задає напрямок перетворення в бік розгалужених алканів, а надмірна кислотність або слабкий баланс металевої функції підсилюють небажані побічні реакції, зокрема крекінг [24]. Порівняно з хлорованими каталізаторами цеолітні системи загалом мають вищу толерантність до домішок у сировині, що робить їх придатними для менш глибоко очищених потоків [21].

Селективність каталізатора визначає, яка частина вихідної сировини перетворюється саме на бажані розгалужені ізомери [14]. Висока селективність дає змогу мінімізувати побічний крекінг, а отже зменшити утворення легких газів і коксових відкладень [14]. Для процесів ізомеризації легких парафінів також важливо обмежувати вміст бензену, ароматичних і олефінових компонентів у продукті [25].

Ресурс каталізатора безпосередньо впливає на технологічні та економічні показники процесу, насамперед на частоту регенерації та експлуатаційні витрати

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						12
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

[14]. Каталізатор із високою термічною та хімічною стійкістю дозволяє працювати тривалий час без помітної втрати активності й селективності [14].

Каталізатор є чутливим до домішок, які присутні у нафтових фракціях: вода, сірка та азотисті сполуки можуть різко знизити активність каталізатора, блокувати його активні центри та прискорювати дезактивацію [25]. Для запобігання дезактивації сучасні технології передбачають глибоку очистку сировини та водню, а також контроль рівня домішок на етапі підготовки фракції до реакції [26].

Для написання цієї дипломної роботи було обрано процес низькотемпературної ізомеризації парафінів, каталізатори якої характеризуються деякими особливостями [25]. Низькотемпературна ізомеризація нормальних парафінів (переважно н-пентану C_5H_{12} та н-гексану C_6H_{14}) реалізується за температур 120–200 °С у присутності біфункціональних каталізаторів із високою кислотністю [14]. Основною вимогою до таких каталізаторів є здатність забезпечувати високу швидкість утворення карбокатионів при мінімальній інтенсивності побічних реакцій гідрокрекінгу [25]. У промисловості сформувалися дві ключові групи каталізаторів, які ефективно працюють у цьому температурному діапазоні: хлоровані платинові системи та сульфатовані цирконієві каталізатори [14].

Провідне місце займають платинові каталізатори на хлорованому оксиді алюмінію (Pt/Al_2O_3-Cl) [25]. Вони характеризуються високою активністю за температур 120–180 °С і забезпечують максимальну селективність до розгалужених ізомерів, зокрема ізопентану ($i-C_5H_{12}$) та ізогексанів (2-метилпентан, 3-метилпентан, 2,2-диметилбутан) [14].

Каталізатор містить $\gamma-Al_2O_3$ як носій, платину ($Pt \approx 0,1-0,6$ % мас.) як металеву функцію та хлор ($Cl \approx 1-3$ % мас.), який формує сильні кислотні центри [25]. Висока кислотність забезпечує ефективне утворення вторинних і третинних карбокатионів, що є ключовими проміжними частинками ізомеризації [14].

Основні характеристики Pt/Al_2O_3-Cl :

- температура процесу: 120–180 °С [25];
- тиск водню: 1–3 МПа [25];
- висока селективність до ізомерів (до 90–95 %) [14];

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		13

- октанове число ізомеризату: 82–87 ОЧД (без рециркуляції) та до 90+ ОЧД (з рециркуляцією н-парафінів) [27];
- низький рівень крекінгу (за оптимальних умов) [28].

Ключовим недоліком є висока чутливість до домішок. Вода (H_2O) викликає десорбцію хлору та зниження кислотності, сірковмісні сполуки (H_2S , R-SH) отруюють платину, а азотовмісні сполуки (NH_3 , аміни) нейтралізують кислотні центри. Тому перед подачею на ізомеризацію сировина проходить глибоке гідроочищення.

Ключовим недоліком є висока чутливість до домішок. Вода (H_2O) викликає десорбцію хлору та зниження кислотності, сірковмісні сполуки (H_2S , R-SH) отруюють платину, а азотовмісні сполуки (NH_3 , аміни) нейтралізують кислотні центри [29]. Тому перед подачею на ізомеризацію сировина проходить глибоке гідроочищення [30].

Другу важливу групу становлять каталізатори на основі сульфатованого оксиду цирконію ($\text{Pt}/\text{SO}_4^{2-}/\text{ZrO}_2$). Ці системи належать до надкислотних і здатні працювати в умовах низьких температур, близьких до $\text{Pt}/\text{Al}_2\text{O}_3\text{-Cl}$, але з дещо іншим балансом властивостей [31].

Носій ZrO_2 модифікується сульфат-іонами (SO_4^{2-}), які створюють дуже сильні кислотні центри. Платина ($\text{Pt} \approx 0,1\text{--}0,5\%$ мас.) виконує гідрувально-дегідрувальну функцію [14][31]. Завдяки цьому каталізатор забезпечує ефективну ізомеризацію при $140\text{--}200\text{ }^\circ\text{C}$ [31].

Основні характеристики $\text{Pt}/\text{SO}_4^{2-}/\text{ZrO}_2$:

- температура процесу: $140\text{--}200\text{ }^\circ\text{C}$ [31];
- висока кислотність (надкислотний рівень) [31];
- хороша активність навіть без глибокої осушки сировини [14];
- менша чутливість до H_2O порівняно з хлорованими системами [31];
- октанове число продукту: до 85–90 ОЧД [25].

Водночас такі каталізатори мають специфічні обмеження. Висока кислотність сприяє утворенню коксу (C_xH_y), що призводить до блокування активних центрів [14][31]. Крім того, при тривалій експлуатації можливе вимивання або термічна

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		14

деструкція сульфатних груп, що знижує кислотність і активність каталізатора [14][31].

Проміжне положення займають платинові каталізатори на змішаних оксидних носіях, наприклад Pt/WO_x/ZrO₂. У цих системах кислотність формується завдяки присутності оксидів вольфраму (WO₃), які створюють сильні кислотні центри, хоча й дещо слабші, ніж у SO₄²⁻/ZrO₂ [25].

Основні характеристики Pt/WO_x/ZrO₂:

- температура процесу: 160–220 °C;
- підвищена термічна стабільність;
- менша швидкість дезактивації;
- нижча чутливість до води та домішок;
- дещо нижча активність порівняно з Pt/Al₂O₃–Cl.

Загалом такі каталізатори розглядаються як компроміс між активністю та стабільністю, особливо в умовах, де склад сировини не може бути ідеально очищений.

Механізм дії всіх зазначених каталізаторів є спільним і включає послідовні стадії:

1. дегідрування н-парафіну на металевих центрах (Pt);
2. утворення карбокатіону на кислотному центрі;
3. скелетна ізомеризація (перегрупування);
4. гідрування ізоолефіну до ізопарафіну.

Ефективність низькотемпературної ізомеризації визначається, насамперед, силою кислотних центрів: чим вона вища, тим нижча температура процесу. Однак надмірна кислотність призводить до посилення побічного гідрокрекінгу:



Тому при розробці каталізаторів ключовим завданням є оптимізація співвідношення між кислотністю та металевою функцією.

У підсумку можна зробити висновок, що:

- Pt/Al₂O₃–Cl є найефективнішими для досягнення максимального октанового числа, але потребують ідеально очищеної сировини;

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						15
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

- Pt/SO₄²⁻/ZrO₂ забезпечують високу активність при більшій технологічній гнучкості;
- Pt/WO_x/ZrO₂ є більш стабільними, але дещо поступаються за активністю.

Таким чином, вибір каталізатора для низькотемпературної ізомеризації визначається компромісом між активністю, селективністю, стабільністю та вимогами до підготовки сировини.

Вибір каталізатора для процесу ізомеризації нормальних парафінів визначається необхідністю досягнення максимальної селективності до розгалужених ізомерів при мінімальних втратах сировини внаслідок побічних реакцій гідрокрекінгу [25]. У цьому контексті платинові каталізатори на хлорованому оксиді алюмінію (Pt/Al₂O₃–Cl) є найбільш ефективними для низькотемпературної ізомеризації фракцій C₅–C₆ [14].

Основною причиною вибору саме цієї каталізаторної системи є її висока кислотність, яка формується за рахунок присутності хлору (Cl⁻) на поверхні γ-Al₂O₃ [26]. Це забезпечує інтенсивне утворення карбокатионів навіть при температурах 120–180 °С, що є критично важливим для зміщення рівноваги реакції у бік утворення ізомерів [31]. Водночас наявність платини (Pt) як металевої фази забезпечує ефективне протікання реакцій дегідрування та гідрування, що стабілізує проміжні сполуки та запобігає їх полімеризації з утворенням коксу [26].

У порівнянні з цеолітними каталізаторами (Pt/цеоліт), система Pt/Al₂O₃–Cl працює при значно нижчих температурах, що знижує швидкість небажаних реакцій крекінгу [14]:



Це безпосередньо підвищує вихід цільового продукту та зберігає вуглецевий скелет молекул [25]. У порівнянні з Pt/SO₄²⁻/ZrO₂, хлоровані каталізатори демонструють вищу стабільність кислотних центрів за умови контролю вмісту хлору в системі [14], а також більш прогнозовану кінетику процесу [26].

Таким чином, Pt/Al₂O₃–Cl забезпечує оптимальне поєднання:

- високої активності при низьких температурах [31];

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		16

- максимальної селективності до ізопарафінів [14];
- високого октанового числа продукту (до 90+ ОЧД при рециркуляції) [25];
- промислової відпрацьованості технології [26].

Разом із тим ефективність процесу ізомеризації значною мірою визначається технологічними параметрами, які впливають на рівновагу реакцій, швидкість перетворень і стабільність каталізатора [31].

Ефективність процесу ізомеризації легких парафінів визначається низкою технологічних параметрів, кожен з яких впливає на активність каталізатора, селективність реакції та вихід цільових ізомерів [10]. Оптимізація цих параметрів є ключовим аспектом роботи промислових установок ізомеризації [32].

Температура є одним із найважливіших факторів, адже саме вона визначає співвідношення між швидкістю реакції та селективністю [14]. Для хлорованих каталізаторів Pt/Al₂O₃ оптимальна температура становить 120–180 °С, що дозволяє отримати найвищу селективність до розгалужених ізомерів [14].

Підвищення температури збільшує швидкість реакції, але знижує селективність, оскільки:

- зростає утворення побічних газів (C₁–C₃),
- інтенсифікується крекінг,
- збільшується ризик ароматизації та утворення бензолу,
- пришвидшується коксування каталізатора.

Зниження температури покращує селективність, але зменшує швидкість, тому потребує каталізаторів із високою кислотністю або металевими центрами.

Водень у процесі ізомеризації виконує декілька ключових функцій:

- запобігає коксуванню каталізатора,
- стабілізує проміжні алкени через гідрування,
- захищає хлоровані каталізатори від дезактивації.

Оптимальний тиск водню становить 1,0–3,0 МПа для платинових каталізаторів,

Надмірно високий тиск водню знижує кислотність каталізатора та зменшує селективність до ізомерів, тому важливий баланс між стабільністю і активністю.

Об'ємна швидкість подачі визначає час контакту парафінів з каталізатором:

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						17
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

- низькі значення об'ємної швидкості подачі сировини ($1,0\text{--}1,5\text{ год}^{-1}$) забезпечують глибшу конверсію, але можуть сприяти утворенню побічних продуктів;
- високі значення об'ємної швидкості подачі сировини ($3\text{--}5\text{ год}^{-1}$) зменшують конверсію, але підвищують селективність і знижують коксування.

Промислові установки зазвичай працюють у діапазоні $1,5\text{--}3,0\text{ год}^{-1}$, залежно від типу каталізатора.

Якість вуглеводневої фракції значно впливає на стабільність та ресурс каталізатора:

- Сірка (навіть $0,5\text{--}1\text{ ppm}$) викликає незворотну дезактивацію металевих центрів.
- Вода (H_2O) дезактивує кислотні центри, особливо у хлорованих каталізаторах.
- Амонійні та азотисті сполуки нейтралізують кислотні центри.
- Олефіни сприяють швидкому коксуванню.

Тому перед ізомеризацією обов'язковими є:

- гідроочистка,
- сушіння сировини до рівня $<1\text{ ppm H}_2\text{O}$,
- очищення водню.

Активність каталізатора визначає швидкість перебудови карбокатионних або гідрогенізаційно-дегідрогенізаційних проміжних речовин.

Ключові характеристики каталізатора:

- сила та концентрація кислотних центрів,
- дисперсність металевих частинок,
- структурні властивості носія,
- наявність галогенів або модифікаторів (Cl , F , SO_4^{2-}).

Надмірно висока кислотність може сприяти крекінгу, тоді як недостатня — знижує конверсію та ізомеризаційну активність.

Співвідношення H_2/HC контролює перебіг бімолекулярних реакцій та дегідрогенізаційних стадій.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						18
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Оптимальні значення 200–400 нм³/м³ для Pt/Al₂O₃ каталізаторів, через недостатню кількість водню каталізатор деактивується коксом. При надлишку знижується кислотність та селективність.

У промислових умовах важливо забезпечити максимальний термін роботи каталізатора без регенерації:

- накопичення коксу знижує активність металевих та кислотних центрів,
- регенерацію проводять у м'яких умовах, виключаючи втрату хлору або деформацію структури каталізатора.

Правильно підібрані режими дозволяють продовжити термін служби каталізатора у 1,5–2 рази.

1.2 Технологічні схеми процесу

Блоки підготовки сировини перед реактором ізомеризації є обов'язковими через фізико-хімічні особливості каталізатора Pt/Al₂O₃–Cl та специфіку реакції низькотемпературної ізомеризації парафінів [31]. Сам реакторний процес базується на комбінації дегідрування н-парафінів на платинових центрах та скелетної ізомеризації на кислотних центрах хлорованого оксиду алюмінію [25]. Ці каталізатори дуже чутливі до сторонніх домішок, особливо до сірковмісних, азотовмісних і кисневмісних сполук, а також до води [15]. Навіть мікроконцентрації цих компонентів здатні знизити активність каталізатора, викликати дезактивацію кислотних центрів і, як наслідок, зменшити селективність реакції, підвищити утворення легких газів та побічного коксу [14].

Гідроочищення забезпечує видалення сірки і азоту, що є ключовим для підтримки стабільної роботи Pt-центрів [5]. Осушка сировини знижує вміст води до рівня нижче 1 ppm, що критично для збереження кислотних центрів і запобігання їх руйнуванню [31]. Фракціонування фокусує реакцію на вузькій фракції C₅–C₆, виключаючи легкі гази, які не ізомеризуються, та важчі компоненти, здатні осідати на каталізаторі і знижувати вихід і-парафінів [27].

Блок гідроочищення є критично важливою частиною технологічної схеми підготовки сировини перед низькотемпературною ізомеризацією парафінів [28]. Його основне призначення – видалити всі сполуки, здатні дезактивувати

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		19

каталізатор $\text{Pt}/\text{Al}_2\text{O}_3\text{--Cl}$, насамперед сірковмісні, азотовмісні та кисневмісні компоненти, і тим самим забезпечити стабільну і безпечну роботу реакторного вузла [29].

На першому етапі сировину пропускають через гідрогенізаційний реактор, де під дією водню відбувається перетворення сірковмісних сполук на газоподібний сірководень (H_2S) [5]. Це ключова реакція, оскільки навіть кілька ppm сірки можуть повністю отруїти платиновий каталізатор, знизивши його активність і селективність [31]. Крім того, водень реагує з азотовмісними сполуками, перетворюючи їх на аміак (NH_3), який легко видаляється з потоку [15]. Також усуваються кисневмісні сполуки, які здатні утворювати оксиди або інші продукти, що осідають на каталізаторі і зменшують його активні центри [25].

Гідроочищення проводиться при підвищеному тиску і температурі, оптимально підібраних для даної фракції парафінів і типу каталізатора $\text{Co--Mo}/\text{Al}_2\text{O}_3$ або $\text{Ni--Mo}/\text{Al}_2\text{O}_3$ [28]. Тиск забезпечує достатню концентрацію водню в рідкій фазі, що підвищує швидкість реакцій гідрування, а температура дозволяє активізувати каталізатор без ризику термічного розкладу сировини [14]. Контроль температури є критично важливим: занадто висока температура може викликати побічні реакції крекінгу або полімеризації, тоді як недостатньо висока зменшує ефективність видалення домішок [26].

Після реактора гідроочищення суміш надходить у систему відділення газу і рідини. H_2S і NH_3 відокремлюються від рідкої фракції, а водень частково повертається в реактор для підтримки надлишку активного водню в потоці [5]. Цей етап забезпечує стабільність процесу і дозволяє уникнути потрапляння токсичних і корозійно-активних газів у наступні блоки [6].

У технологічній практиці ефективність гідроочищення контролюють за залишковим вмістом сірки, азоту і кисню у підготовленій сировині. Для сировини, що надходить на ізомеризацію, ці показники мають бути на рівні нижче 1 ppm для кожного типу домішок [31]. Досягнення таких показників забезпечує не тільки стабільну активність каталізатора, а й тривалий термін його служби, а також високу селективність реакції скелетної ізомеризації парафінів у реакторі [25].

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						20
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таким чином, блок гідроочищення виконує роль основного фільтра технологічного процесу, від якості роботи якого безпосередньо залежить ефективність всієї установки ізомеризації та якість кінцевого продукту з високим октановим числом [32].

Блок осушки сировини після гідроочищення є одним із найважливіших вузлів технологічної схеми низькотемпературної ізомеризації парафінів [32]. Його призначення полягає у видаленні залишкової вологи, яка навіть у мінімальних концентраціях здатна серйозно порушити роботу каталізатора Pt/Al_2O_3-Cl [32].

Вода взаємодіє з хлорованим оксидом алюмінію, викликаючи гідроліз хлорних груп, що призводить до зниження кислотності каталізатора [32]. В результаті цього селективність реакції скелетної ізомеризації падає, частина н-парафінів не перетворюється в і-парафіни, а на поверхні каталізатора може утворюватися кокс, що скорочує його термін служби та потребує частішої регенерації [32].

У блоці осушки сировина, яка пройшла гідроочищення, подається через адсорбційний фільтр, який зазвичай заповнюють молекулярними ситами або активним оксидом алюмінію [33]. Молекулярні сита – це кристалічні матеріали з чіткою структурою пор, яка дозволяє захоплювати молекули певного розміру [29]. Найчастіше використовують сита типу 3А або 4А [32]. Сита 3А мають пори розміром приблизно 3 ангстрєми і здатні адсорбувати молекули води, але не пропускають більші молекули вуглеводнів, тоді як сита 4А мають пори 4 ангстрєми і крім води можуть утримувати невеликі полярні домішки [34]. Завдяки цьому адсорбент вибірково видаляє воду із суміші, не впливаючи на вуглеводневу фракцію, що важливо для збереження складу і октанового числа майбутнього продукту [34].

Процес осушки зазвичай здійснюють при підвищеній температурі, яка підвищує швидкість дифузії води в пори адсорбенту, і при тиску, близькому до робочого тиску реактора [32]. Сировина рівномірно розподіляється по шару адсорбенту, і вода утримується на поверхні пор та у капілярах кристалічної

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						21
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

решітки [34] . Продукт, що виходить із блоку осушки, практично не містить вологи – зазвичай концентрація води знижується до рівня нижче одного ppm [31]

Молекулярні сита після насичення водою підлягають регенерації. Вона може здійснюватися термічним методом – пропусканням гарячого сухого газу через адсорбент, або вакуумним методом, що дозволяє відновити його адсорбційні властивості і підготувати до повторного використання [32]. У великих установках застосовують два або більше адсорбційних блоки, які працюють по чергово, забезпечуючи безперервну подачу сухої сировини у реактор. Таким чином, блок осушки виконує критично важливу функцію у технологічній схемі ізомеризації: він гарантує, що на каталізатор надійде чиста, суха сировина без води і домішок, що дозволяє підтримувати високу активність та селективність Pt/Al₂O₃-Cl, забезпечує стабільність процесу і тривалий термін служби каталізатора. Без цього блоку ефективність реакції різко падає, знижується вихід і-парафінів, а ризик утворення побічних продуктів і коксу зростає [34].

Блок фракціонування є ще одним ключовим етапом підготовки сировини перед реактором низькотемпературної ізомеризації парафінів, оскільки ефективність самої реакції і вихід цільових і-парафінів значною мірою залежать від складу поданої на каталізатор фракції [32]. Його основне завдання полягає у виділенні вузької вуглеводневої фракції, переважно C₅–C₆, і одночасному видаленні компонентів, які можуть негативно впливати на селективність реакції або каталізатор. Після гідроочищення та осушки сировина, яка все ще містить широкий спектр вуглеводнів, подається у фракціонувальну колону. Принцип роботи цього блоку заснований на різниці температур кипіння різних компонентів суміші. Легкі вуглеводні (метан, етан, пропан, бутан) мають дуже низькі точки кипіння і проходять через колону у вигляді газу, відводячись з верхньої частини системи. Тяжкі компоненти (гептан і вище) з високими температурами кипіння осідають або відводяться знизу колони і не потрапляють у реактор [10].

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						22
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

У вузькій фракції C_5 – C_6 знаходяться н-парафіни, які здатні найбільш ефективно піддаватися ізомеризації в умовах низькотемпературного процесу, і саме вони формують основний октановий потенціал продукту [1].

Фракціонування не тільки забезпечує необхідний склад сировини, але й усуває компоненти, що можуть спричиняти утворення коксу на каталізаторі або небажаних побічних продуктів [4].

Колона фракціонування зазвичай оснащується розподільчими тарілками або насадками, що забезпечують рівномірний контакт пари з рідиною і покращують розділення фракцій [1]. Температура в колонах підтримується на рівні, що дозволяє відділити легкі і важкі компоненти без термічного розкладу сировини [4]. Підтримка стабільного тиску і температурного градієнта критично важлива: занадто висока температура може спричинити часткове розкладання вуглеводнів або полімеризацію, а недостатньо висока – неповне розділення фракцій [12].

Іноді блок фракціонування доповнюють десорбційними або додатковими сепараторами для видалення слідів легких газів або ароматичних вуглеводнів [5]. Це дозволяє отримати максимально чисту вузьку фракцію, готову до подачі у реактор ізомеризації, і забезпечує стабільність процесу, високий вихід і-парафінів та підвищення октанового числа продукту [1].

Отже, блок фракціонування виконує три основні функції: концентрує реакційно-активні н-парафіни у вузькій фракції, усуває компоненти, що знижують ефективність каталізатора, і забезпечує стабільність складу сировини для реактора [4]. Його правильне проектування і контроль параметрів є критично важливими для високоефективного та економічного процесу низькотемпературної ізомеризації [12].

Таким чином, кожен блок підготовки виконує конкретну функцію: гідроочищення видаляє токсичні домішки, осушка зберігає активність каталізатора, фракціонування забезпечує оптимальний склад сировини для реакції. Ігнорування будь-якого з цих етапів призводить до швидкого погіршення роботи реактора, зниження конверсії, падіння октанового числа продукту і скорочення терміну служби каталізатора. Тому блоки підготовки сировини є не

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						23
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

реактори з каталізаторами типу $\text{Co-Mo/Al}_2\text{O}_3$ або $\text{Ni-Mo/Al}_2\text{O}_3$, де відбувається перетворення сірковмісних сполук на H_2S , а азотовмісних – на NH_3 [33].

Після гідроочищення сировину необхідно осушити, оскільки навіть невелика кількість води негативно впливає на кислотні центри платинового каталізатора на хлорованому оксиді алюмінію [32]. Осушка проводиться через молекулярні сита або активний оксид алюмінію, що дозволяє знизити вміст води до рівня нижче одного ppm [34].

Реакторна частина складається з одного або кількох послідовно з'єднаних реакторів із фіксованим шаром каталізатора $\text{Pt/Al}_2\text{O}_3\text{-Cl}$ [32]. Сировина перед надходженням у реактор змішується з воднем, який проходить осушку в БС-1 і підігрівається до робочої температури в теплообміннику Т-1 120–180 °С за тиску 1–3 МПа [32].

У реакторі Р-1 та Р-2 парафіни піддаються дегідруванню на платинових центрах із утворенням олефінових проміжних продуктів [32], після чого на кислотних центрах хлорованого оксиду алюмінію формуються карбокатиони [32]. Ці проміжні частинки здійснюють скелетну ізомеризацію, в результаті чого утворюються вторинні та третинні ізомери, які одразу гідруються на Pt і перетворюються в стабільні і-парафіни [32].

Температурний режим і тиск водню контролюють швидкість реакції, селективність і ступінь утворення побічних продуктів, таких як легкі гази внаслідок крекінгу [4].

Після реактора продукт надходить у сепаратор С-1, де відділяється водень та легкі гази, що не беруть участі в реакції [32]. Водень повертається в процес для економії та підтримки активності каталізатора [32], а рідка фракція іде на стабілізацію [4].

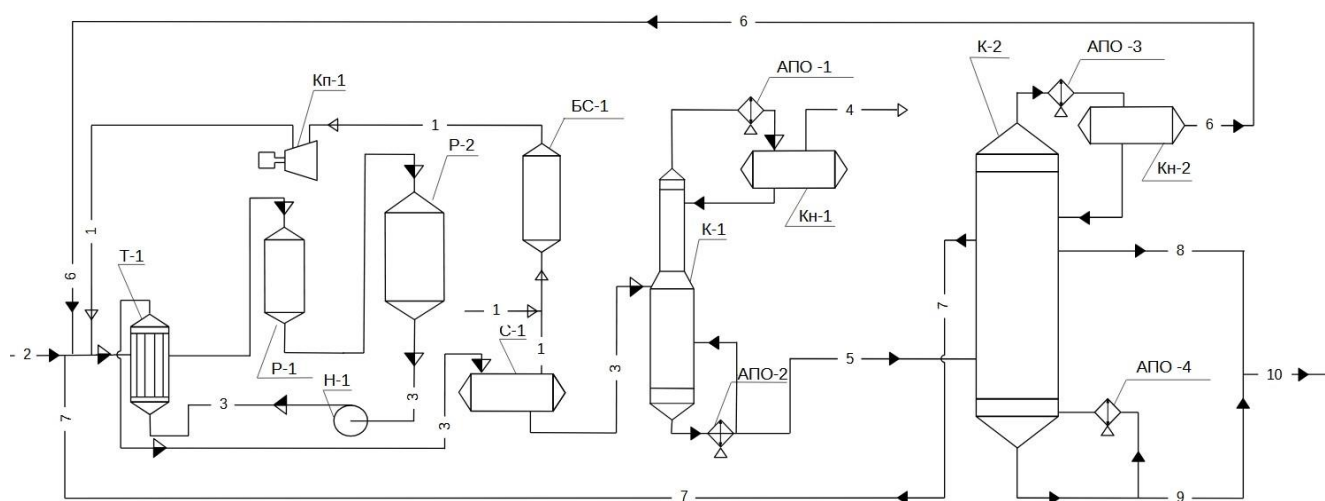
У стабілізаційній колоні К-1 видаляються залишкові легкі фракції і гази, які проходять додаткову обробку в конденсаторі Кн-1, з якого виводяться гази фракції $\text{C}_1\text{-C}_4$, а конденсовані ізопарафіни повертаються в колону К-1. Це дозволяє отримати готовий ізомеризат, який містить суміш і- C_5 та і- C_6 парафінів [1]. У цій

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						25
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

схемі непрореаговані n-парафіни не повертаються в реактор, тому октанове число кінцевого продукту обмежене на рівні 82–85 ОЧД [4].

Схема без рециркуляції відрізняється простотою конструкції та меншими капітальними витратами, оскільки відсутні додаткові ректифікаційні колони та лінії рециркуляції [4]. Водночас обмежена конверсія n-парафінів і нижче октанове число продукту є головними недоліками [1]. Цей варіант технології застосовується, коли головною метою є виробництво стабільного ізомеризату при обмеженій складності установки і невеликій зміні складу сировини [4].

Схема низькотемпературної ізомеризації з рециркуляцією n-парафінів, або ректифікаційна схема, є більш складною і ефективною у порівнянні з прямою схемою без рециркуляції [4]. У ній передбачено не лише перетворення сировини у реакторі, але й подальше розділення продукту на цільові ізомери та непрореаговані n-парафіни, які повертаються назад для повторного перетворення [4].



1— ВВГ; 2 — сировина, яка надходить після блоку гідроочищення, осушки та фракціонування; 3 — нестабільний ізомеризат; 4 — газ фракції С1-С4; 5 — стабільний ізомеризат; 6 — пентановий рециркулят; 7 — гексановий рециркулят; 8 — важкий ізомеризат; 9 — легкий ізомеризат; 10 — готовий продукт.

Т-1 — теплообмінник (кожухотрубний); Р-1, Р-2 — реактор ізомеризації; Н-1 — насос відцентровий; С-1 — сепаратор; ВС-1 — блок сушки ВВГ із киплячим шаром; Кп-1 — компресор ВВГ; К-1 — колона стабілізації; Кн-1, Кн-2 — конденсатор; АПО-1, АПО-2, АПО-3, АПО-4 — апарат повітряного охолодження; К-2 — колона фракціонування.

Рисунок 1.2 – Технологічна схема реакторного блоку та блоку післяоброблення продуктів процесу ізомеризації легких парафінів з рециркуляцією

Процес починається із підготовки сировини, що включає гідроочищення від сірковмісних та азотовмісних сполук і видалення води [32]. Це забезпечує захист

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		26

каталізатора $\text{Pt/Al}_2\text{O}_3\text{—Cl}$ від дезактивації та зберігає кислотні центри хлорованого оксиду алюмінію [32].

Після підготовки фракція змішується з ВВГ після блоку осушки БС-1 та подається у реактор із фіксованим шаром $\text{Pt/Al}_2\text{O}_3\text{—Cl}$ [32]. Температурний режим зазвичай підтримується за допомогою теплообмінника Т-1 в межах 120–180 °С, тиск водню – 1–3 МПа, а мольне співвідношення H_2 /парафіни – 2–8 [32]. У реакторах Р-1 та Р-2 відбувається дегідрування н-парафінів на платинових центрах з утворенням олефінових проміжних сполук, які на кислотних центрах каталізатора перетворюються у карбокатиони [32]. Вони здійснюють скелетну ізомеризацію, формуючи вторинні та третинні ізомери, які гідруються до стабільних і-парафінів [32]. Контроль температури та тиску дозволяє підтримувати високу селективність до ізомерів та мінімізувати утворення легких газів і побічного крекінгу [4].

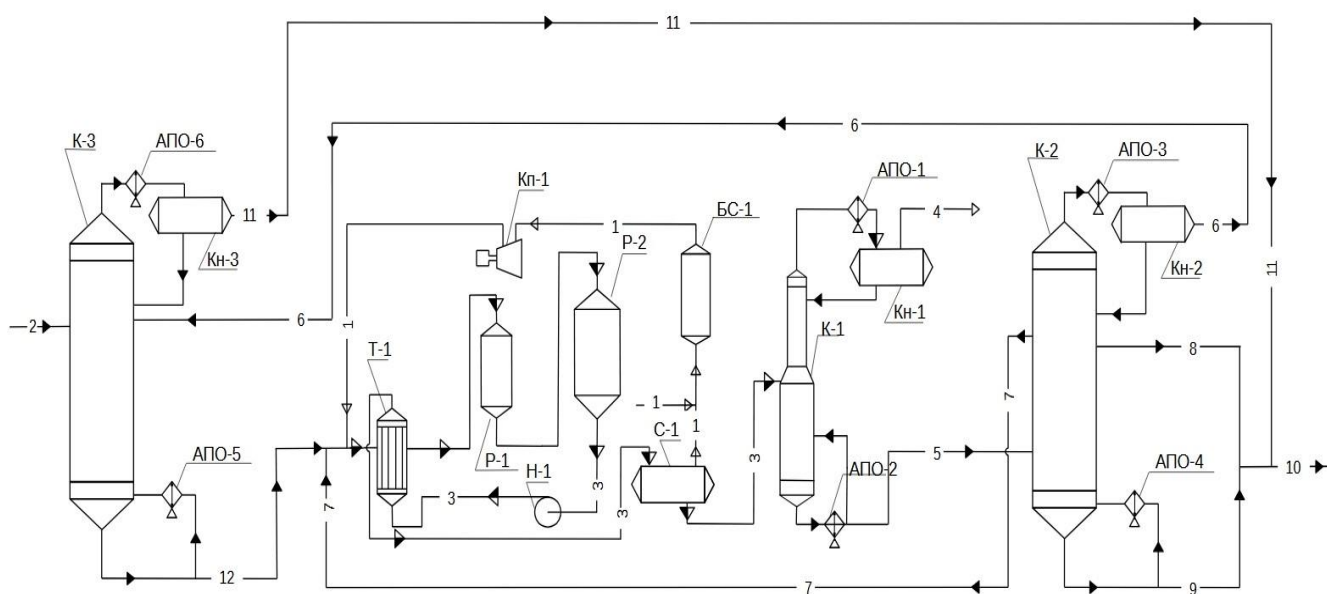
Після реактора суміш надходить у сепаратор С-1, де відділяється водень та легкі гази [32]. Водень рециркулюється назад у реактор [32]. Рідка фракція подається у стабілізаційну колону, де відбувається розділення на і-парафіни та легкі гази фракції $\text{C}_1\text{—C}_4$ [1]. Стабілізовані і-парафіни надходять до колони фракціонування К-2 де розділяються на легкий та важкий ізомеризати та відводяться як готовий продукт, а більш легка пентанова фракція надходить до конденсатору Кн-2 де пентановий рециркулює та повертається на початок процесу на змішування з ВВГ, більш важка фракція – гексанова, напругу виходить з колони К-2 та також повертається на початок процесу для повторного перетворення [4].

Рециркуляція н-парафінів дозволяє максимально використовувати вихід сировини та підвищити октанове число кінцевого продукту до 90–93 ОЧД [4]. Однак ця схема є більш енергозатратною і складною: потрібне додаткове обладнання для ректифікації та рециркуляції, точний контроль температури та швидкості подачі сировини, а також регулярне обслуговування колони і сепараторів [4]. Крім того, при збільшенні часу контакту з каталізатором зростає ризик утворення коксу та легких побічних газів, тому важливе точне регулювання параметрів процесу [32].

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						27
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таким чином, ректифікаційна схема є оптимальною для виробництва високооктанового бензину, оскільки забезпечує максимальну конверсію н-парафінів і високий вихід і-парафінів [4], але вимагає більш складної організації технологічного процесу та контролю експлуатаційних параметрів [32].

Схема низькотемпературної ізомеризації з адсорбційним розділенням, або ізосепараційна схема, поєднує реакцію перетворення нормальних парафінів на ізомери з ефективним відділенням непрореагованих н-парафінів за допомогою ізосепараційної колони [4]. Ця технологія дозволяє значно підвищити селективність процесу та уникнути втрат продукту, що характерно для простих і ректифікаційних схем [32].



1— ВВГ; 2— сировина, яка надходить після блоку гідроочищення, осушки та фракціонування; 3— нестабільний ізомеризат; 4— газ фракції С1-С4; 5— стабільний ізомеризат; 6— пентановий рециркулят; 7— гексановий рециркулят; 8— важкий ізомеризат; 9— легкий ізомеризат; 10— готовий продукт; 11— ізопентанова фракція; 12— ізосепарована сировина. Т-1 — теплообмінник (кожухотрубний); Р-1, Р-2 — реактор ізомеризації; Н-1 — насос відцентровий; С-1 — сепаратор; БС-1 — блок сушки ВВГ із киплячим шаром; Кп-1 — компресор ВВГ; К-1 — колона стабілізації; Кн-1, Кн-2, Кн-3 — конденсатор; АПО-1, АПО-2, АПО-3, АПО-4, АПО-5, АПО-6 — апарат повітряного охолодження; К-2 — колона фракціонування; К-3 — колона ізосепарації.

Рисунок 1.3 – Технологічна схема процесу ізомеризації легких парафінів з ізосепараційним розділенням.

Процес починається із стандартної підготовки сировини. Спочатку проводять гідроочищення, яке усуває сірковмісні, азотовмісні та кисневмісні домішки, що здатні дезактивувати каталізатор Pt/Al₂O₃-Cl [4]. Після цього сировину осушують через молекулярні сита або активний оксид алюмінію, щоб захистити кислотні

центри каталізатора [34]. Далі проводиться ізосепарація сировини в колоні сепарації К-3 для виділення фракції ізопентану в конденсаторі Кн-3, оскільки вони не потребують обробки та одразу відводяться як готовий продукт[4].

Підготовлена сировина змішується з ВВГ, який проходить блок осушки – БС-1, та подається в реактори Р-1 та Р-2 із фіксованим шаром платинового каталізатора на хлорованому оксиді алюмінію [32]. Тут н-парафіни дегідруються на Рt-центрах і утворюють олефінові проміжні продукти, які на кислотних центрах каталізатора перетворюються на карбокатиони. Внаслідок скелетної ізомеризації формуються вторинні та третинні ізомери, які одразу гідруються до стабільних і-парафінів [32]. Контроль температури здійснюється за допомогою теплообмінник Т-1, де сировина нагрівається до робочої температури, та тиску водню дозволяє забезпечити високу селективність і мінімізувати побічний крекінг [32].

Після реактора суміш потрапляє в сепаратор С-1, де відділяються ВВГ [32]. Рідка фракція далі надходить в стабілізаційну колону К-1, де відділяються легкі гази фракції С₁-С₄ у конденсаторі Кн-1. [34]. З колони К-1 стабільний ізомеризат подається до колони фракціонування К-2 де ізомеризат розділяється на важкий та легкий ізомеризати, які відводяться як цільовий продукт, та на гексановий рециркулянт, який повертається в початок процесу на змішування з ВВГ перед теплообмінником Т-1 для повторної обробки[32]. Більш легка фракція – пентанового рециркулянту конденсується в конденсаторі Кн-2 та повертається до колони ізосепарації К-3 для повторної обробки [33].

Використання ізосепарційного розділення дозволяє максимально зберегти вихід і-парафінів, зменшити втрати продукту і знизити енергетичні витрати порівняно з ректифікаційними схемами [32], оскільки не потрібна складна термодистилляція для розділення фракцій. До недоліків цієї схеми відноситься складність регенерації колон і обмеження за продуктивністю установки [34].

Таким чином, ізосепараційна схема є ефективною для виробництва високооктанового бензину, дозволяючи досягти високої конверсії н-парафінів і селективності до і-парафінів при порівняно меншій енергоємності процесу, проте

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						29
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

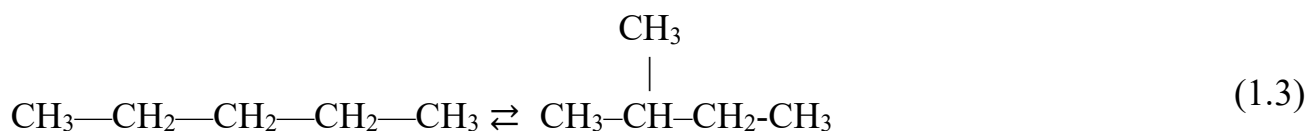
потребує ретельного контролю експлуатаційних параметрів і регенерації адсорбенту [34].

1.3 Фізико-хімічні основи процесу

Процес низькотемпературної ізомеризації парафінів належить до найважливіших каталітичних перетворень у сучасній нафтопереробці, оскільки дає змогу підвищити октанове число бензинових фракцій без істотної зміни вуглецевого числа молекул. Основна реакція полягає у внутрішньомолекулярному перегрупуванні нормальних парафінів у відповідні розгалужені ізомери. Для фракцій C_5 – C_6 це означає перетворення н-пентану на ізопентан, а н-гексану — на суміш метилпентанів і диметилбутанів. Саме ці сполуки мають значно вищі антидетонаційні властивості порівняно з лінійними вуглеводнями, тому їх утворення і є цільовою реакцією процесу [10].

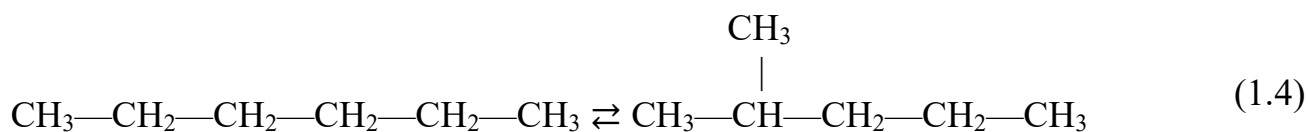
Основна реакція ізомеризації має оборотний характер і протікає з незначною зміною молекулярної формули, але з суттєвою зміною просторової будови. Для н-пентану вона може бути представлена так:

н-пентан $\rightleftharpoons$ 2-метилбутан:

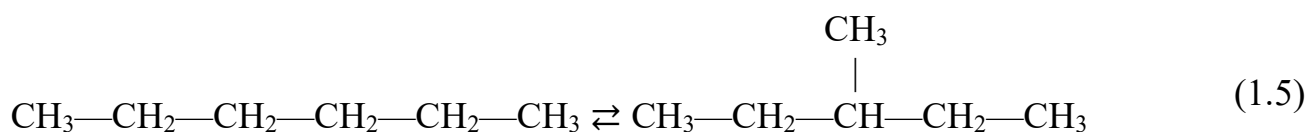


Для н-гексану характерні такі напрями перетворення:

н- C_6H_{14} $\rightleftharpoons$ 2-метилпентан:

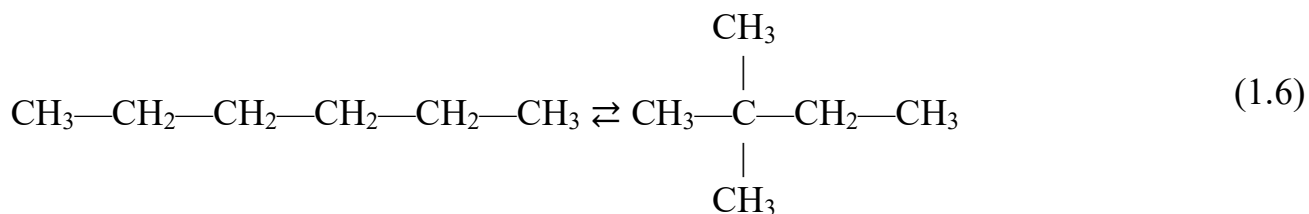


н- C_6H_{14} $\rightleftharpoons$ 3-метилпентан:

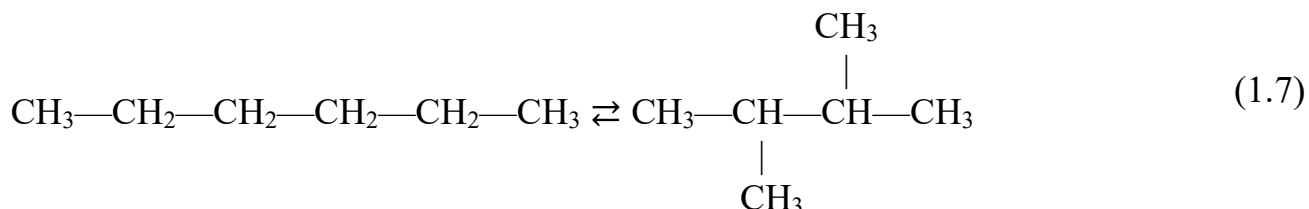


н- C_6H_{14} $\rightleftharpoons$ 2,2-диметилбутан:

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						30
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		



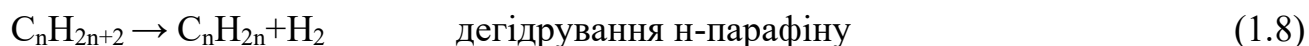
$n\text{-C}_6\text{H}_{14} \rightleftharpoons$ 2,3-диметилбутан:



Ці реакції є екзотермічними, тому зниження температури сприяє зміщенню рівноваги в бік утворення розгалужених ізомерів. Водночас надто низька температура зменшує швидкість реакції, а надто висока — посилює побічні процеси. Саме тому для низькотемпературної ізомеризації підбирають компромісний режим, у якому поєднуються достатня швидкість перетворення та висока селективність [1].

В загальному вигляді реакції перетворення в присутності каталізатора можна описати так:

На першій стадії відбувається дегідрування нормального парафіну на металевих центрах каталізатора, як правило, представлених платиновою фазою. У результаті утворюється відповідний олефін, який є значно більш реакційноздатним порівняно з насиченим вуглеводнем. Ця стадія є оборотною і протікає з участю водню, що циркулює в системі. Наявність водню принципово важлива, оскільки він стабілізує поверхню каталізатора і запобігає утворенню коксу [11].

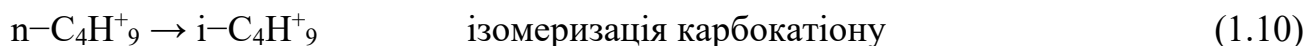


Наступна стадія реалізується на кислотних центрах носія, зокрема хлорованого оксиду алюмінію. Олефін, що утворився, адсорбується на поверхні і протонується з утворенням карбокатиону.

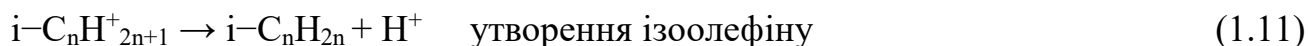


					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						31
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

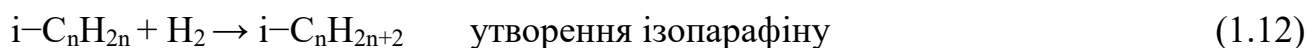
Саме цей іонний проміжний стан є ключовим у механізмі ізомеризації, оскільки він здатний до внутрішньомолекулярних перегруповань. Карбокатион переходить у більш стабільну форму шляхом гідридних і метильних зсувів, що супроводжується перебудовою вуглецевого скелета молекули.



Після перегруповання утворюється ізомерний карбокатион, який далі втрачає протон, переходячи в ізоолефін.



Завершальною стадією є гідрування цього олефіну на металевих центрах з утворенням стабільного ізопарафіну.



Таким чином, повний цикл включає послідовність «дегідрування — ізомеризація — гідрування», що і визначає біфункціональну природу каталізатора [11].

Важливим аспектом механізму є баланс між швидкістю окремих стадій. Якщо металева функція недостатньо активна, сповільнюється дегідрування і гідрування, що призводить до накопичення олефінів і зростання побічних реакцій. У випадку надмірної кислотності каталізатора підвищується ймовірність гідрокрекінгу, оскільки карбокатиони можуть зазнавати не тільки ізомеризації, але й розщеплення. Тому оптимальний каталізатор повинен мати збалансовану активність обох функцій.



Роль металевої компоненти, зазвичай платини (Pt), полягає не лише у забезпеченні реакцій дегідрування та гідрування, але й у підтриманні стабільності каталізатора. Платина активує молекулярний водень і сприяє гідруванню поверхневих вуглецевих відкладень, що зменшує швидкість коксоутворення. Крім того, вона забезпечує швидке насичення олефінових проміжних продуктів, знижуючи їх участь у полімеризаційних процесах [1].

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		32

Ефективність процесу ізомеризації парафінів визначається не лише природою каталізатора, але й сукупністю технологічних параметрів, які безпосередньо впливають на рівновагу реакцій, швидкість перетворень, селективність та стабільність роботи установки. До основних параметрів належать температура, тиск, співвідношення водень/сировина, об'ємна швидкість подачі сировини та склад вихідної фракції [28].

Температура є визначальним параметром процесу ізомеризації парафінів, оскільки одночасно впливає як на термодинамічну рівновагу, так і на швидкість протікання реакцій. Для реакцій ізомеризації характерний екзотермічний ефект, тобто процес супроводжується виділенням тепла. Згідно з принципом Ле Шательє, це означає, що зниження температури зміщує рівновагу в бік утворення розгалужених ізомерів, тоді як підвищення температури сприяє зворотному перетворенню і зменшенню їх рівноважної концентрації [34].

У випадку низькотемпературної ізомеризації на хлорованих біфункціональних каталізаторах, таких як $\text{Pt}/\text{Al}_2\text{O}_3\text{--Cl}$, оптимальний температурний діапазон зазвичай становить приблизно 120–180 °С. У цьому інтервалі досягається найкраще поєднання високої селективності до ізопарафінів і достатньої швидкості реакції. При температурах ближче до нижньої межі (120–140 °С) рівноважний вміст розгалужених ізомерів є максимальним, що забезпечує найвище октанове число продукту. Однак швидкість реакції при цьому знижується, що потребує збільшення часу контакту або зменшення об'ємної швидкості подачі сировини [34].

Підвищення температури до 150–180 °С дозволяє значно інтенсифікувати кінетику процесу. Це особливо важливо для промислових установок, де необхідно забезпечити високу продуктивність. Проте при цьому поступово знижується рівноважна частка ізомерів і починають активніше проявлятися побічні реакції. Таким чином, вибір температури завжди є компромісом між термодинамічною вигодою (низька температура) і кінетичною доцільністю (вища температура) [29].

При температурах вище 180–200 °С різко зростає інтенсивність гідрокрекінгу. Карбокатіонні проміжні частинки, які при оптимальних умовах

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						33
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

зазнають лише перегрупування, при підвищеній температурі стають більш схильними до β -розщеплення, що призводить до утворення легших вуглеводнів (C_1 – C_4). Це безпосередньо знижує вихід рідкого ізомеризату і погіршує економічні показники процесу. Крім того, при високих температурах збільшується швидкість дегідрогенізації і накопичення ненасичених сполук, що створює передумови для коксоутворення [28].

З іншого боку, надмірно низькі температури (нижче 120 °C) також є небажаними. У цих умовах швидкість дегідрування парафінів на металевих центрах суттєво зменшується, що обмежує утворення олефінових проміжних продуктів і, відповідно, уповільнює весь цикл ізомеризації. Це може призвести до неповного використання потенціалу каталізатора і зниження ступеня перетворення навіть при тривалому контакті [34].

Температура також суттєво впливає на стан і стабільність каталізатора. Для хлорованих каталізаторів критично важливим є збереження хлоридної складової, яка формує сильні кислотні центри. При підвищених температурах можливе поступове видалення хлору з поверхні носія у вигляді HCl, особливо за наявності слідів вологи. Це призводить до зменшення кислотності і, як наслідок, до зниження активності каталізатора в реакціях ізомеризації. Таким чином, перевищення оптимального температурного режиму прискорює дезактивацію каталізатора [34]

Ще одним важливим аспектом є тепловий ефект реакції та розподіл температури вздовж шару каталізатора. Оскільки ізомеризація є екзотермічною, у верхніх шарах каталізатора може спостерігатися підвищення температури, що створює ризик утворення локальних «гарячих точок». У цих зонах інтенсифікуються побічні реакції, насамперед гідрокрекінг і коксоутворення. Для уникнення цього в промислових реакторах застосовують багатоступеневі схеми з міжступеневим охолодженням або рециркуляцію холоднішого газу [11].

Таким чином, температура визначає як напрямок, так і ефективність процесу ізомеризації. Оптимальний температурний режим забезпечує максимальний вихід розгалужених ізомерів, високе октанове число продукту та тривалий термін служби каталізатора. Вибір конкретного значення температури залежить від типу

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						34
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

каталізатора, складу сировини та вимог до кінцевого продукту, але в усіх випадках він базується на необхідності досягнення балансу між термодинамічними і кінетичними факторами процесу [28].

Тиск у процесі ізомеризації парафінів виконує регуляторну функцію щодо фазового стану системи, парціальних тисків компонентів і швидкості окремих стадій біфункціонального механізму. На відміну від температури, його вплив на рівновагу скелетної ізомеризації менш виражений, однак він суттєво визначає селективність, стабільність каталізатора і технологічну надійність установки [28].

У промислових умовах ізомеризацію фракцій C_5-C_6 зазвичай проводять при помірно підвищеному тиску в межах приблизно 1,5–3,5 МПа. Такий діапазон забезпечує перебування реакційної суміші у рідкій або близькій до рідинно-парової фази, що критично важливо для ефективного змочування каталізатора і рівномірного розподілу реагентів по його поверхні. У рідкій фазі дифузійні обмеження мінімізуються, а контакт між вуглеводнями і активними центрами стає більш інтенсивним, що підвищує загальну ефективність процесу [29].

Однією з ключових функцій тиску є регулювання участі ВВГ у реакційній системі. З підвищенням загального тиску зростає парціальний тиск ВВГ, що зміщує рівновагу стадій дегідрування–гідрування у бік насичених сполук. Це означає, що олефінові проміжні продукти, які утворюються на металевих центрах, швидше гідруються назад у парафіни. Такий ефект є позитивним з точки зору пригнічення побічних реакцій, зокрема полімеризації олефінів і подальшого коксоутворення [29].

Підвищений тиск ВВГ також відіграє важливу роль у збереженні активності металевої функції каталізатора. ВВГ очищає поверхню платини від адсорбованих вуглецевих залишків, перетворюючи їх у насичені сполуки, які десорбуються з поверхні. Це суттєво уповільнює дезактивацію каталізатора і збільшує тривалість його роботи без регенерації. Таким чином, тиск опосередковано впливає на економічні показники процесу через стабільність каталізатора [34].

Разом з тим надмірне підвищення тиску має і негативні наслідки. Зокрема, занадто високий парціальний тиск ВВГ може пригнічувати стадію дегідрування

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						35
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

нормальних парафінів, яка є необхідною для утворення олефінових проміжних продуктів. Оскільки саме ці продукти вступають у реакцію на кислотних центрах, уповільнення їх утворення призводить до зниження загальної швидкості ізомеризації. Таким чином, надлишковий тиск може обмежувати кінетику процесу, незважаючи на покращення умов стабільності каталізатора [34].

Ще одним аспектом є вплив тиску на побічні реакції. При оптимальних значеннях тиску пригнічується гідрокрекінг, оскільки висока концентрація ВВГ сприяє швидкому гідруванню карбокатионних фрагментів і зменшує ймовірність їх розщеплення. Однак при дуже високих температурах навіть високий тиск не здатний повністю запобігти деструктивним процесам. Це підкреслює необхідність комплексного підбору параметрів, де тиск працює у зв'язці з температурою [11].

Зниження тиску нижче оптимального рівня призводить до протилежних ефектів. Зменшується парціальний тиск ВВГ, що сприяє накопиченню олефінів і підвищує ймовірність їх полімеризації з утворенням коксу. Крім того, при низькому тиску система може переходити у парову фазу, що погіршує контакт реагентів з каталізатором і створює нерівномірний розподіл температури. Це може призводити до локальних перегрівів і прискореної дезактивації каталізатора [29].

Важливо також враховувати вплив тиску на масообмінні процеси. У рідинній фазі швидкість дифузії компонентів до поверхні каталізатора і від неї є достатньо високою для забезпечення кінетичного режиму роботи. При переході до газової фази роль зовнішньої і внутрішньої дифузії зростає, що може обмежувати швидкість реакцій і знижувати ефективність використання каталізатора.

Таким чином, оптимальний тиск у процесі ізомеризації є компромісом між забезпеченням високої стабільності каталізатора, достатньої швидкості реакцій і мінімізації побічних процесів. Практично це означає підтримання помірно високого тиску, який гарантує ефективну участь ВВГ, рідинно-фазний характер процесу та стабільну роботу каталізатора без суттєвого пригнічення стадії дегідрування. Правильний вибір тиску у поєднанні з температурою та іншими параметрами дозволяє досягти високої селективності до розгалужених ізомерів і забезпечити економічно ефективну експлуатацію установки [28].

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						36
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Співвідношення ВВГ/сировина є одним із критичних параметрів процесу ізомеризації парафінів, оскільки безпосередньо визначає парціальні тиски компонентів у реакційній зоні, інтенсивність гідрувально-дегідрувальних стадій, а також стабільність каталізатора. ВВГ у даному процесі виконує не лише роль реагенту, а й функцію технологічного середовища, яке регулює перебіг як основних, так і побічних реакцій [34].

У промислових умовах ізомеризації легких парафінів (C_5 – C_6) співвідношення ВВГ/сировина зазвичай підтримується в межах приблизно 2:1 – 6:1 (мольне або об'ємне співвідношення в перерахунку на стандартні умови). Конкретне значення залежить від типу каталізатора, якості підготовки сировини та прийнятої технологічної схеми. Для високочутливих хлорованих каталізаторів типу Pt/Al_2O_3 – Cl зазвичай обирають підвищені значення цього параметра, оскільки вони потребують більш жорсткого контролю умов для запобігання дезактивації [11].

Основний вплив співвідношення ВВГ/сировина проявляється через зміну парціального тиску ВВГ у реакційній зоні. При збільшенні цього співвідношення зростає концентрація ВВГ, що сприяє інтенсифікації стадій гідрування. Це забезпечує швидке насичення олефінових проміжних продуктів, які утворюються на металевих центрах каталізатора, і зменшує їх накопичення на поверхні. Як наслідок, суттєво знижується ймовірність полімеризації олефінів та утворення коксу, що позитивно впливає на тривалість роботи каталізатора.

Крім того, високий вміст ВВГ сприяє очищенню поверхні металевих центрів від адсорбованих вуглецевих залишків. ВВГ реагує з цими відкладеннями з утворенням насичених вуглеводнів, які десорбуються і виносяться з реакційної зони. Це дозволяє підтримувати високу активність платинових центрів і зменшує швидкість їх отруєння. Таким чином, збільшення співвідношення ВВГ/сировина прямо пов'язане зі зростанням стабільності каталізатора [29].

Разом з тим надмірне підвищення цього параметра має і негативні наслідки. Зокрема, при дуже високому співвідношенні ВВГ/сировина відбувається розбавлення реакційної суміші, що призводить до зниження парціального тиску вуглеводнів. Це, у свою чергу, зменшує швидкість їх адсорбції на поверхні

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						37
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

каталізатора і уповільнює загальний перебіг реакції ізомеризації. Крім того, надлишковий ВВГ може пригнічувати стадію дегідрування, яка є необхідною для утворення олефінових проміжних продуктів, що запускають карбокатионний механізм [11].

Зменшення співвідношення ВВГ/сировина нижче оптимального рівня призводить до ще більш небажаних ефектів. При недостатній кількості ВВГ знижується швидкість гідрування олефінів, що сприяє їх накопиченню на поверхні каталізатора. Це різко підвищує ймовірність побічних реакцій, таких як полімеризація та конденсація, які завершуються утворенням коксу. Кокс, у свою чергу, блокує активні центри і призводить до швидкої дезактивації каталізатора [29].

Крім того, при низькому співвідношенні ВВГ/сировина посилюється гідрокрекінг. Карбокатионні проміжні частинки, не стабілізовані достатньою кількістю ВВГ, частіше зазнають розщеплення, що призводить до утворення легких газоподібних продуктів (C_1 – C_4). Це знижує вихід цільового ізомеризату і погіршує матеріальний баланс процесу [34].

Важливо також враховувати, що співвідношення ВВГ/сировина тісно пов'язане з тиском і температурою процесу. При підвищеному тиску навіть відносно невелика кількість ВВГ може забезпечити достатній парціальний тиск, тоді як при нижчому тиску необхідне збільшення його подачі. Аналогічно, при підвищенні температури зростає швидкість побічних реакцій, що потребує більшого вмісту ВВГ для їх пригнічення.

З технологічної точки зору надлишок ВВГ означає також збільшення навантаження на компресорне обладнання і системи циркуляції газу, що впливає на енерговитрати процесу. Тому оптимальне співвідношення ВВГ/сировина визначається не лише з позицій хімічної кінетики і стабільності каталізатора, але й з урахуванням економічної доцільності [28].

Таким чином, співвідношення ВВГ/сировина є параметром, що визначає баланс між стабільністю каталізатора і швидкістю процесу. Оптимальні значення забезпечують достатню концентрацію ВВГ для пригнічення коксоутворення і

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						38
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

побічних реакцій при збереженні високої швидкості ізомеризації. Відхилення цього параметра як у бік зменшення, так і у бік збільшення призводить до погіршення техніко-економічних показників процесу, що підкреслює необхідність його точного контролю в промислових умовах [11].

Об'ємна швидкість подачі сировини є одним із ключових кінетичних параметрів процесу ізомеризації парафінів, оскільки безпосередньо визначає час контакту вуглеводневої суміші з каталізатором і, відповідно, ступінь перетворення, селективність та продуктивність установки. Фізично цей параметр характеризує кількість сировини, що подається за одиницю часу на одиницю об'єму каталізатора, і обернено пропорційний до тривалості перебування реагентів у реакційній зоні.

У промислових умовах для процесів низькотемпературної ізомеризації фракцій C_5 – C_6 на хлорованих платинових каталізаторах об'ємна швидкість подачі сировини зазвичай знаходиться в межах приблизно $1\text{--}3\text{ год}^{-1}$. Вибір конкретного значення визначається необхідною глибиною ізомеризації, вимогами до октанового числа продукту, а також конструктивними особливостями реактора і станом каталізатора [29].

Зменшення об'ємної швидкості подачі сировини означає збільшення часу контакту реагентів із каталізатором. У таких умовах система наближається до термодинамічної рівноваги, що сприяє максимальному перетворенню нормальних парафінів у розгалужені ізомери. Це забезпечує підвищення октанового числа ізомеризату і більш повне використання потенціалу сировини. Особливо це важливо для н-гексану, де рівноважна концентрація диметилзаміщених ізомерів досягається лише при достатньо тривалому контакті з каталізатором.

Однак надмірне зниження об'ємної швидкості подачі сировини має негативні наслідки. Тривалий контакт карбокатионних проміжних частинок з активними центрами підвищує ймовірність побічних реакцій, зокрема гідрокрекінгу. У цьому випадку частина вуглеводнів не ізомеризується, а розщеплюється з утворенням легких газоподібних продуктів. Це призводить до зниження виходу рідкого ізомеризату і погіршення матеріального балансу процесу. Крім того, збільшується

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						39
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ризик коксоутворення внаслідок тривалої присутності ненасичених проміжних сполук на поверхні каталізатора [11].

Збільшення об'ємної швидкості подачі сировини, навпаки, скорочує час контакту і призводить до неповного протікання реакцій ізомеризації. У таких умовах частина нормальних парафінів не встигає перетворитися в ізомери, і реакційна суміш виходить із реактора з більш низьким ступенем ізомеризації. Це безпосередньо знижує октанове число продукту і ефективність процесу. Водночас підвищення швидкості подачі збільшує продуктивність установки, що може бути економічно вигідним за умови, що якість продукту залишається в допустимих межах [28].

Важливим аспектом є вплив цього параметра на розподіл температури в реакторі. При низькій об'ємній швидкості подачі сировини тепловий ефект реакції може призводити до локального перегріву шару каталізатора, оскільки відведення тепла ускладнюється. Це створює умови для розвитку побічних реакцій і прискореної дезактивації каталізатора. При вищих швидкостях подачі тепло відводиться більш ефективно за рахунок інтенсивнішого потоку, що сприяє вирівнюванню температурного профілю.

Об'ємна швидкість подачі сировини також впливає на використання активних центрів каталізатора. При надто високих значеннях частина поверхні каталізатора може залишатися недовикористаною через обмеження швидкості масопереносу і недостатній час взаємодії реагентів з активними центрами. При надто низьких значеннях, навпаки, активні центри перевантажуються реакційними проміжними частинками, що підвищує ймовірність їх дезактивації [28].

Цей параметр тісно взаємодіє з іншими технологічними умовами процесу. Наприклад, при підвищенні температури для компенсації зростання швидкості побічних реакцій може знадобитися збільшення об'ємної швидкості подачі сировини для скорочення часу контакту. Аналогічно, при високому співвідношенні ВВГ/сировина допускається деяке зниження швидкості подачі без істотного ризику коксоутворення, оскільки ВВГ стабілізує поверхню каталізатора.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						40
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

З технологічної точки зору вибір оптимальної об'ємної швидкості подачі сировини є компромісом між якістю продукту і продуктивністю установки. Нижчі значення забезпечують високий ступінь ізомеризації і високе октанове число, але зменшують пропускну здатність реактора. Вищі значення підвищують продуктивність, але потребують більш жорсткого контролю інших параметрів для запобігання зниженню якості продукту [11].

Таким чином, об'ємна швидкість подачі сировини визначає кінетичний режим роботи реактора і ступінь наближення процесу до рівноваги. Оптимальні значення цього параметра забезпечують достатній час контакту для протікання основних реакцій ізомеризації при мінімізації побічних процесів і ефективному використанні каталізатора, що є ключовим для досягнення високих техніко-економічних показників процесу [28].

Склад сировини є визначальним фактором для ефективності процесу ізомеризації, оскільки саме він задає як термодинамічні межі перетворення, так і кінетичні особливості перебігу реакцій, стабільність каталізатора та якість кінцевого продукту. У випадку низькотемпературної ізомеризації легких парафінів основною сировиною виступає пентан-гексанова фракція, яка повинна мати чітко контрольований вуглеводневий і домішковий склад [11].

З точки зору цільових компонентів, найбільш бажаною є висока концентрація нормальних парафінів, насамперед н-пентану та н-гексану. Саме ці сполуки є прямими субстратами для реакцій ізомеризації і забезпечують максимальне підвищення октанового числа продукту. Оптимально, щоб вміст н-парафінів у сировині був максимально можливим, зазвичай на рівні 60–80 % мас., оскільки це визначає потенціал процесу. Наявність ізопарафінів у вихідній суміші знижує ефективність, оскільки вони вже знаходяться у більш стабільній формі і практично не піддаються подальшому перетворенню, лише зміщуючи рівновагу системи.

Важливим аспектом є розподіл між компонентами C_5 і C_6 . Пентанова фракція ізомеризується легше і практично повністю досягає рівноважного складу навіть при відносно м'яких умовах. Гексанова фракція є більш складною з точки зору кінетики, оскільки утворення високорозгалужених ізомерів (диметилзаміщених)

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						41
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

потребує більш тривалого часу контакту і чутливіше до умов процесу. Тому збільшення частки С6 у сировині підвищує вимоги до режиму роботи реактора і параметрів процесу [29].

Наявність циклічних вуглеводнів (нафтенів) і ароматичних сполук є небажаною. Ароматичні вуглеводні практично не піддаються ізомеризації в умовах процесу і, більше того, можуть адсорбуватися на активних центрах каталізатора, блокуючи їх. Це призводить до зниження активності і селективності каталізатора. Нафтени можуть частково гідруватися або ізомеризуватися, але їх вплив також негативний з точки зору конкуренції за активні центри. Тому оптимальний вміст ароматичних сполук у сировині повинен бути мінімальним, як правило менше 1–2 % мас., а в ідеалі — практично відсутнім [34].

Окрему критичну групу становлять гетероатомні домішки, навіть у слідових кількостях. Сірковмісні сполуки є сильними отрутами для платинових центрів каталізатора. Вони необоротно адсорбуються на поверхні металу, блокуючи активні центри гідрування-дегідрування, що є ключовими для механізму ізомеризації. Навіть концентрації на рівні частин на мільйон можуть призводити до різкого падіння активності каталізатора. Тому вміст сірки після блоку гідроочищення повинен бути знижений до наднизьких значень, як правило менше 0,5 ppm, а для хлорованих каталізаторів — ще нижче [1].

Азотовмісні сполуки негативно впливають на кислотні центри каталізатора, нейтралізуючи їх. Оскільки ізомеризація протікає за біфункціональним механізмом, де кислотні центри відповідають за перегрупування карбокатионів, їх деактивація призводить до різкого зниження селективності і швидкості процесу. Вміст азоту в сировині повинен бути мінімальним, зазвичай на рівні десятих або сотих часток ppm.

Кисневмісні сполуки, зокрема вода, спирти та ефіри, також є вкрай небажаними. Вода особливо критична для хлорованих каталізаторів, оскільки вона сприяє вимиванню хлору з поверхні оксиду алюмінію, що призводить до втрати кислотності і деградації каталізатора. Навіть незначна кількість вологи може суттєво знизити активність. Саме тому після гідроочищення обов'язково

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						42
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

застосовується блок осушки з використанням молекулярних сит, що дозволяє знизити вміст води до рівня менше кількох ppm [10].

Наявність олефінів у сировині також небажана. Хоча вони можуть гідруватися на металевих центрах у присутності ВВГ, їх висока реакційна здатність призводить до побічних процесів полімеризації і коксоутворення. Це особливо небезпечно для низькотемпературних процесів, де стабільність каталізатора є критичним фактором. Тому олефіни повинні бути практично повністю видалені або гідровані ще на стадії підготовки сировини.

Таким чином, оптимальний склад сировини для процесу ізомеризації характеризується високим вмістом нормальних парафінів фракції C_5-C_6 , мінімальною кількістю ізопарафінів, практично повною відсутністю ароматичних і циклічних вуглеводнів, а також наднизьким вмістом гетероатомних домішок — сірки, азоту, кисню і води. Такий склад забезпечує максимальну активність і стабільність каталізатора, високу селективність до утворення розгалужених ізомерів і досягнення високого октанового числа продукту [28].

З технологічної точки зору склад сировини визначає не лише ефективність реактора, але й конфігурацію всієї установки. При наявності значної кількості ізопарафінів або невідреагованих n-парафінів доцільно застосовувати схеми з рециркуляцією або адсорбційним розділенням для підвищення загальної глибини перетворення. У той же час погіршення якості сировини за рахунок домішок вимагає більш жорстких умов гідроочищення та осушки, що підвищує енерговитрати і складність процесу.

Отже, склад сировини виступає базовим параметром, який визначає межі ефективності процесу ізомеризації. Саме від нього залежить можливість досягнення високих техніко-економічних показників, стабільність роботи каталізатора і довготривала надійність всієї установки [29].

Розподіл температури в реакторі ізомеризації є критичним параметром, який визначає не лише швидкість перебігу реакцій, але й селективність, стабільність каталізатора та довготривалу надійність роботи всієї установки. На відміну від ідеалізованого ізотермічного режиму, у реальному промисловому реакторі

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						43
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

формується складний температурний профіль як уздовж шару каталізатора, так і по його радіусу, що обумовлено тепловими ефектами реакцій, інтенсивністю теплопереносу та гідродинамікою потоку [34].

Реакція ізомеризації парафінів є слабоекзотермічною, тому вхід сировини в реактор супроводжується поступовим підвищенням температури по довжині каталізаторного шару. Зазвичай підвищення температури становить кілька градусів, але навіть такі відносно невеликі зміни мають суттєвий вплив на рівновагу і кінетику процесу. На початку шару, де концентрація нормальних парафінів максимальна, швидкість реакції найвища, що і зумовлює основний тепловий ефект саме в цій зоні. Далі, у міру зменшення концентрації реагентів, інтенсивність тепловиділення знижується, і температурний профіль стабілізується [11].

Оптимальним вважається режим, при якому температурний градієнт уздовж шару каталізатора є мінімальним і контрольованим. Для низькотемпературної ізомеризації характерне підвищення температури в межах приблизно 1–5 °С по довжині реактора. Такий режим свідчить про рівномірний перебіг реакцій і відсутність локальних перегрівів. Якщо ж спостерігається різке зростання температури в окремих зонах, це вказує на нерівномірний розподіл потоку, локальну надмірну активність або початок розвитку побічних реакцій.

Особливо небезпечними є так звані «гарячі точки» — локальні області з підвищеною температурою. Вони можуть виникати через нерівномірний розподіл сировини, каналювання потоку, неоднорідність каталізаторного шару або локальне накопичення реакційно здатних компонентів. У таких зонах різко зростає швидкість небажаних реакцій, зокрема гідрокрекінгу і коксоутворення. Це призводить до прискореної дезактивації каталізатора, втрати селективності і можливого пошкодження обладнання [11].

Температурний профіль також має суттєвий вплив на термодинамічну рівновагу. Ізомеризація нормальних парафінів у розгалужені є екзотермічною реакцією, тому зниження температури зміщує рівновагу в бік утворення ізомерів. Відповідно, локальне підвищення температури в реакторі зменшує рівноважний

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						44
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

вихід цільових продуктів. Таким чином, навіть незначні перегріву можуть призводити до зниження октанового числа ізомеризату.

Радіальний розподіл температури також є важливим. В ідеальному випадку температура по перерізу реактора повинна бути рівномірною, однак на практиці можливі відхилення через недостатній теплоперенос або нерівномірний розподіл потоку. Центральна частина шару може перегріватися, тоді як біля стінок температура залишається нижчою. Це створює неоднорідні умови реакції, внаслідок чого частина каталізатора працює в оптимальному режимі, а інша — в умовах, що сприяють побічним процесам [29].

Контроль температурного профілю здійснюється за рахунок кількох технологічних прийомів. Одним із основних є використання багат шарових реакторів з міжшаровим охолодженням або підмішуванням холоднішого потоку. Це дозволяє знімати надлишкове тепло і підтримувати більш рівномірний температурний режим. Також важливу роль відіграє правильний розподіл потоку по перерізу реактора, що досягається застосуванням спеціальних розподільчих пристроїв [34].

Істотний вплив на температурний профіль має співвідношення ВВГ/сировина. ВВГ виконує функцію теплоносія, який поглинає частину тепла реакції і сприяє вирівнюванню температури. При високому співвідношенні температурні піки згладжуються, і процес протікає більш стабільно. При недостатній кількості ВВГ тепловий ефект концентрується в окремих зонах, що підвищує ризик перегріву.

Об'ємна швидкість подачі сировини також впливає на розподіл температури. При низьких швидкостях тепловий ефект накопичується, оскільки відведення тепла обмежене, що сприяє утворенню гарячих зон. При вищих швидкостях потік інтенсивніше відводить тепло, забезпечуючи більш рівномірний температурний профіль [28].

З практичної точки зору оптимальний розподіл температури — це такий, при якому забезпечується максимальне наближення до ізотермічного режиму з мінімальними локальними відхиленнями. Це дозволяє реалізувати переваги

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						45
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

низькотемпературної ізомеризації: високу селективність до утворення розгалужених ізомерів, мінімізацію побічних реакцій і довготривалу стабільність каталізатора [29].

Таким чином, розподіл температури в реакторі є інтегральним показником правильності ведення процесу. Його контроль дозволяє не лише підтримувати оптимальні умови реакції, але й своєчасно виявляти відхилення в роботі установки, такі як нерівномірність подачі сировини, деградація каталізатора або порушення гідродинамічного режиму. Саме тому системи моніторингу температури вздовж шару каталізатора є обов'язковим елементом сучасних установок ізомеризації [34].

Узагальнюючи розглянуті параметри процесу ізомеризації, слід зазначити, що ефективність і стабільність роботи установки визначається не окремими факторами, а їх взаємопов'язаною дією. Температура, тиск, співвідношення ВВГ/сировина, об'ємна швидкість подачі та склад сировини формують єдину систему керування процесом, у якій зміна будь-якого параметра неминуче впливає на інші та на загальний результат.

Температурний режим задає як кінетичні, так і термодинамічні умови процесу, визначаючи глибину ізомеризації та схильність до побічних реакцій. Тиск і наявність ВВГ забезпечують стабільність біфункціонального механізму, підтримують активність металевих центрів каталізатора та пригнічують утворення небажаних продуктів. Об'ємна швидкість подачі сировини регулює час контакту реагентів із каталізатором, визначаючи ступінь наближення до рівноваги і продуктивність процесу. Водночас склад сировини встановлює потенційні межі досягнення високого октанового числа і безпосередньо впливає на довговічність каталізатора [11].

Окрему роль відіграє розподіл температури в реакторі, який інтегрує вплив усіх технологічних параметрів і відображає реальні умови перебігу процесу. Саме він визначає рівномірність роботи каталізаторного шару, відсутність локальних перегрівів і стабільність селективності.

Таким чином, оптимізація процесу ізомеризації полягає у виборі такого поєднання параметрів, яке забезпечує максимальний вихід розгалужених ізомерів

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						46
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

при мінімізації побічних реакцій і дезактивації каталізатора. Це досягається шляхом підтримання низькотемпературного, стабільного і рівномірного режиму роботи реактора, високої чистоти сировини та збалансованого співвідношення всіх технологічних показників, що в сукупності визначає високі техніко-економічні характеристики процесу [34].

1.4 Характеристика вихідної сировини, матеріалів, реагентів, каталізаторів, напівфабрикатів і виготовленої продукції

Сировиною установки ізомеризації є легка бензинова фракція ПК–70 °С, що надходить із установки АВТ. Джерелом водню для блоку ізомеризації є водневмісний газ (ВВГ), що надходить із блоку риформінгу, з вмістом водню не менш 85,0 % об., під тиском 1 ÷ 1,2 МПа і витратою до 6400 нм³/годину

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						47
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 1.1 - Характеристика вихідної сировини, матеріалів, реагентів, каталізаторів, напівфабрикатів і виготовленої продукції

Найменування продукту	Показники за НД	Допустимі межі
1	2	3
1. Фракція бензинова ПК - 70 °С	1. Густина при 20 °С, г/см ³	Не нормується
	2. Вуглеводневий склад, % мас. – гептани та вище	2,0, не більше
	3. Масова частка сірки, % мас.(ppm)	0,07(700), не більше
	4. Масова частка води, % мас. (ppm)	Відсутність
	5. Вміст хлору, % мас. (ppm)	0,00015 (1,5), не більше
	6. Вміст азоту, % мас. (ppm)	0,001 (10), не більше
2. Воденьвмісний газ для ізомеризації	1 Об'ємна частка водню, % об.	75,0, не менше
	2. Вміст вологи, % (ppm)	0,002 (20), не більше
	3. Вміст сірководню, % (ppm)	0,0001 (1,0), не більше
	4. Вміст оксиду вуглецю (CO), % (ppm)	0,0001 (1,0), не більше
	5. Вуглеводневий склад, % об.	Не нормується
	6. Густина при н.у., г/см ³	Не нормується
Побічна продукція		
3. Легкі гази фракції C ₁ -C ₄	1. Густина , г/см ³	Не нормується
	2. Вуглеводневий склад, % мас. в т.ч. – Σ C ₁ – C ₂ , не більше – Σ C ₃ – C ₄ – Σ C ₅ і вище, не більше	20,0 Не нормується 2,0
	3.Рідкий залишок C ₅ , % мас., не більше	1,8

Продовження таблиці 1.1

1	2	3
Каталізатори		
1. Каталізатор UOP I-82	1. Діаметр, мм	1,6 ± 0,30
	2. Насипна густина, г/см ³	1,30 ÷ 1,40
	3. Активні компоненти, % мас. в т.ч. оксид алюмінію модифікатор платина	97,45-97,9 1,8-2,2 0,3-0,35
	4. Форма гранул	циліндрична
2. Молекулярні сита (цеоліт) NaX 4 Å	1. Насипна густина, г/см ³	0,74 – 0,76
	2. Форма гранул	циліндрична
Готова продукція		
1. Стабільний ізомеризат	1. Фракційний склад: – температура початку кипіння, °C – температура кінця кипіння, °C	29, не нижче 76, не вище
	2. Вуглеводневий склад, % мас.: – Σ C ₁ –C ₄ – співвідношення Σ i-C ₅ / Σ n-C ₅ – співвідношення Σ i-C ₆ / Σ n-C ₆	2,0, не більше 70, не менше 30, не менше
	3. Тиск насичених парів, кПа, (мм рт.ст.)	119,989 (900), не більше
	4. Густина, г/см ³	640÷660
	5. Октанове число (ДМ)	79, не менше
3. Гексанова фракція	1 Густина при ст.у., г/см ³	Не нормується
	2 Вуглеводневий склад, % мас. – вміст Σ C ₄ , не більше – вміст і–пентану, не менше – вміст н-пентану та вище, не більше	20,0 76,0 8,0

1.5 Вибір, обґрунтування та опис технологічної схеми

Для процесу низькотемпературної ізомеризації легких парафінів найбільш доцільною є схема з рециркуляцією н-парафінів, тобто ректифікаційна схема. Її вибір обумовлений вимогами до високого октанового числа кінцевого продукту, повнішого використання сировини та підвищення сумарного виходу ізопарафінів. Порівняно з прямою схемою без рециркуляції така конфігурація є складнішою за апаратурним оформленням, однак вона забезпечує значно вищу глибину перетворення нормальних парафінів у розгалужені ізомери, що і визначає її промислову перевагу [4].

Сутність даної схеми полягає не лише в проведенні реакції ізомеризації в реакторі, але й у подальшому розділенні реакційної суміші на цільові ізопарафіни та непрореаговані н-парафіни з наступним поверненням останніх у початок процесу. Таким чином, у схемі формується замкнений рециркуляційний контур, який дозволяє багаторазово використовувати важкореагуючі компоненти сировини. Це особливо важливо для пентан-гексанової фракції, у якій ступінь рівноважного перетворення за один прохід обмежений, а отже, саме рециркуляція дає змогу наблизити процес до практично повного використання потенціалу сировини [4].

Перед подачею на реакційний блок сировина проходить стадію підготовки, що включає гідроочищення від сірковмісних і азотовмісних сполук та видалення води. Ці операції є обов'язковими, оскільки каталізатор $\text{Pt}/\text{Al}_2\text{O}_3\text{--Cl}$ відзначається високою чутливістю до домішок, здатних знижувати активність металевих і кислотних центрів. Сірка отрує платинову фазу, азотисті сполуки нейтралізують кислотні центри, а вода спричиняє деградацію хлорованої поверхні оксиду алюмінію, що веде до втрати кислотності та падіння селективності процесу [32]. Саме тому якість підготовки сировини безпосередньо визначає стабільність роботи всієї установки та тривалість безрегенерацийного пробігу каталізатора.

Після підготовки сировина змішується з воденьвмісним газом після блоку осушки БС-1 і подається у реакторний вузол з фіксованим шаром каталізатора

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						50
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Pt/Al₂O₃—Cl. У цій схемі реакційний блок складається з двох послідовно з'єднаних реакторів Р-1 і Р-2, що дає змогу більш рівномірно вести процес та краще контролювати тепловий режим. Перед входом у реакторну зону суміш проходить через теплообмінник Т-1, де її температура доводиться до робочого значення в межах 120–180 °С [32]. У поєднанні з тиском 1–3 МПа та мольним співвідношенням Н₂/парафіни 2–8 це створює умови для ефективної роботи біфункціонального каталізатора та зменшує інтенсивність побічних реакцій [32].

У реакторах відбувається послідовне дегідрування н-парафінів на платинових центрах з утворенням олефінових проміжних сполук, їх протонування на кислотних центрах хлорованого оксиду алюмінію з формуванням карбокатионів, а також подальша скелетна ізомеризація з утворенням більш стабільних розгалужених структур. Завершується процес гідруванням утворених ізоолефінів до стабільних і-парафінів [32]. Саме така послідовність перетворень забезпечує отримання високооктанового компоненту бензину. Підтримання оптимальної температури та тиску у реакторах Р-1 і Р-2 є принциповим, оскільки надмірне підвищення температури або недостатній тиск водню сприяють посиленню гідрокрекінгу, утворенню легких газів і накопиченню коксу, тоді як надто м'які умови знижують ступінь ізомеризації.

Після виходу з реактора газорідинна суміш надходить у сепаратор С-1, де відділяються ВВГ та легкі газы. Водень після очищення повертається в процес і повторно використовується в реакторному блоці, що підвищує економічність схеми та забезпечує стабільність гідрувально-дегідрувальних стадій [32]. Рідка фракція надходить у стабілізаційну колону, де відбувається відокремлення розчинених газів і низькокиплячих компонентів фракції С₁–С₄, які не входять до складу товарного продукту [1]. Після стабілізації продукт стає придатним до подальшого фракціонування.

Наступним етапом є розділення стабілізованого ізомеризату в колоні К-2. Саме тут реалізується головна перевага ректифікаційної схеми — можливість відділення непрореагованих н-парафінів від цільових ізопарафінів. У колоні розділяються легкий і важкий ізомеризати, причому готовий продукт відводиться як суміш

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						51
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

високооктанових ізопарафінів. Більш легка пентанова фракція надходить до конденсатора Кн-2, де рециркулює конденсується і повертається на початок процесу для змішування з ВВГ та наступної подачі до реактора. Важча гексанова фракція також повертається в процес, оскільки містить значну кількість непрореагованих компонентів, придатних до повторної ізомеризації [4]. Завдяки цьому забезпечується багаторазовий контакт сировини з каталізатором і значне підвищення сумарного виходу цільового продукту.

Рециркуляція н-парафінів є ключовим технологічним рішенням даної схеми. Вона дозволяє максимально використовувати сировину, скоротити втрати цінних вуглеводнів та довести октанове число кінцевого продукту до 90–93 ОЧД [4]. Це особливо важливо для отримання високоякісних бензинових компонентів без застосування ароматичних підвищувачів октанового числа. Разом із тим, підвищена ефективність досягається ціною більшої складності апаратурного оформлення. Схема потребує наявності ректифікаційних колон, конденсаторів, сепараторів, циркуляційних ліній і більш досконалої системи автоматичного регулювання. Крім того, збільшення часу перебування сировини в технологічному контурі підвищує ризик утворення коксу і легких побічних газів, що вимагає ретельного контролю температурного режиму, складу потоків та швидкості подачі сировини [35].

Отже, схема низькотемпературної ізомеризації з рециркуляцією н-парафінів є найбільш доцільною для виробництва високооктанових компонентів бензину, оскільки забезпечує високу конверсію нормальних парафінів, максимальний вихід ізопарафінів і ефективне використання сировини [4]. Її застосування є технологічно виправданим у тих випадках, коли першочергове значення має якість продукту та повнота переробки вуглеводневої фракції, а підвищені енергетичні та експлуатаційні витрати компенсуються покращенням товарних властивостей кінцевого ізомеризату [32].

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						52
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

2. СПЕЦІАЛЬНА ЧАСТИНА

2.1 Матеріальний баланс

Матеріальний баланс установки ізомеризації наведено в табл. 2.1.

Таблиця 2.1 – Матеріальний баланс блоку ізомеризації.

Статті	%,мас.	т/рік	т/добу	кг/год
Надійшло				
Сировина	100	300000	909,09	37878,78
ВВГ	5,042	4537,81	13,75	572,95
Всього	105,042	304537,81	922,84	38451,73
Отримано				
Ізомеризат	100,147	300132,35	909,49	37895,49
Газ стабілізації	4,517	4065,12	12,32	513,27
Витрати	0,378	340,33	1,031	42,97
Всього	105,042	304537,81	922,84	38451,73

Розрахунок проведено з урахуванням 340 робочих днів та з урахуванням роботи колони стабілізації

2.2 Технологічний розрахунок реактору блоку ізомеризації

Технологічні розрахунки призначені для визначення геометричних розмірів апаратів, вибору оптимальних умов їх роботи, які би забезпечували нормальний хід технологічного процесу.

В даному розділі розрахований основний апарат реакторного блоку установки ізомеризації:

- реактор

Розрахунок погодинного завантаження та об'ємного потоку сировини:

$$G_0 = \frac{G}{t}, \quad (2.1)$$

де G_0 – погодинне завантаження, кг/год;

G – кількість фракції, що потрапляє на ізомеризацію, т/рік;

t – кількість робочих днів установки, год/рік;

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						53
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$G_0 = \frac{300000}{7920} = 37,87 \frac{\text{т}}{\text{год}} = 37870 \frac{\text{кг}}{\text{год}}$$

$$V_0 = \frac{G_0}{\rho_0}, \quad (2.2)$$

де V_0 – об’ємний потік сировини, м³/год;

ρ_0 – густина потоку, кг/м³;

$$V_0 = \frac{37870}{650} = 58,26 \frac{\text{м}^3}{\text{год}}$$

2.3 Розрахунок кількості каталізатора

Ізомеризацію проводять на стаціонарному шарі каталізатора Pt на $\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Cl}$ з насипною густиною 750 кг/м³ та об’ємній швидкості подачі сировини 1,8 год⁻¹. Тоді об’єм шару каталізатора дорівнює:

$$V_k = \frac{V_0}{v_0}, \quad (2.3)$$

де V_k – об’єм шару каталізатора, м³;

v_0 – об’ємна швидкість подачі сировини, год⁻¹;

$$V_k = \frac{58,26}{2,1} = 27,74 \text{ м}^3$$

Загальна маса каталізатора дорівнює:

$$G_k = V_k \cdot \rho_k, \quad (2.4)$$

де G_k – загальна маса каталізатора, т;

ρ_k – насипна густина каталізатора, т/м³;

$$G_k = 27,74 \cdot 1,4 = 38,83 \text{ т}$$

2.4 Розрахунок кількості циркулюючого газу

Компонентний склад ВВГ представлений в таблиці 2.2.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						54
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 2.2 – Компонентний вуглеводневий склад ВВГ.

Назва компонента	M_i	Вміст,%мас	Вміст,%об
H_2	2	79,05	97,66
CH_4	16	11,12	1,72
C_2H_6	30	3,80	0,31
C_3H_8	44	3,9	0,22
C_4H_{10}	58	1,91	0,08
C_5H_{12}	72	0,14	0,005

Визначимо об'ємний склад циркулюючого ВВГ за масовим складом.

$$v_0 = \frac{\frac{q_i}{M_i}}{\sum(\frac{q_i}{M_i})}, \quad (2.5)$$

де v_i – об'ємна доля i -го компонента в суміші;

q_i – масова доля i -го компонента в суміші;

M_i – молекулярна маса i -го компонента в суміші;

$$v_{H_2} = \frac{\frac{0,7905}{2}}{\frac{0,1112}{16} + \frac{0,038}{30} + \frac{0,0398}{44} + \frac{0,0191}{58} + \frac{0,0014}{72} + \frac{0,7905}{2}} = 0,9766$$

$$v_{CH_4} = \frac{\frac{0,1112}{16}}{\frac{0,1112}{16} + \frac{0,038}{30} + \frac{0,0398}{44} + \frac{0,0191}{58} + \frac{0,0014}{72} + \frac{0,7905}{2}} = 0,0172$$

$$v_{C_2H_6} = \frac{\frac{0,038}{30}}{\frac{0,1112}{16} + \frac{0,038}{30} + \frac{0,0398}{44} + \frac{0,0191}{58} + \frac{0,0014}{72} + \frac{0,7905}{2}} = 0,0031$$

$$v_{C_3H_8} = \frac{\frac{0,0398}{44}}{\frac{0,1112}{16} + \frac{0,038}{30} + \frac{0,0398}{44} + \frac{0,0191}{58} + \frac{0,0014}{72} + \frac{0,7905}{2}} = 0,0022$$

$$v_{C_4H_{10}} = \frac{\frac{0,0191}{58}}{\frac{0,1112}{16} + \frac{0,038}{30} + \frac{0,0398}{44} + \frac{0,0191}{58} + \frac{0,0014}{72} + \frac{0,7905}{2}} = 0,0008$$

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		55

$$v_{C_5H_{12}} = \frac{\frac{0,0014}{72}}{\frac{0,1112}{16} + \frac{0,038}{30} + \frac{0,0398}{44} + \frac{0,0191}{58} + \frac{0,0014}{72} + \frac{0,7905}{2}} = 0,00005$$

Визначимо кратність циркуляції:

$$\beta = \frac{22,4 \cdot \rho_0}{v_{H_2} \cdot M} \cdot \delta, \quad (2.6)$$

де β – кратність циркуляції, м³/м³;

ρ_0 – густина рідкої сировини, кг/м³;

M – молекулярна маса рідкої сировини;

δ – мольне співвідношення Н₂ вуглеводні;

$$\beta = \frac{22,4 \cdot 650}{0,9766 \cdot 82,2249} \cdot 1,5 = 271,977 \frac{M_3}{M_3}$$

Для розрахунку масового потоку циркуляційного газу використовують співвідношення:

$$G_{цг} = \beta \cdot \frac{v_0}{22,4} \cdot \sum v_i \cdot M_i, \quad (2.7)$$

де $G_{цг}$ – масовий потік циркуляційного газу, кг/год;

$$G_{цг} = 271,977 \cdot \frac{58,26}{22,4} \cdot ((0,9766 \cdot 2) + (0,0172 \cdot 16) + (0,0031 \cdot 30) + (0,0022 \cdot 44) + (0,0008 \cdot 58) + (0,00005 \cdot 72)) = 1745,962 \frac{кг}{год}$$

2.5 Розрахунок складу газо-сировинної суміші, яка поступає в реактор

На основі отриманих вище даних о кількості та складі потоків, що поступають в реактор, визначимо склад газо-сировинної суміші (таблиця 2.3).

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						56
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 2.3 – Склад газо-сировинної суміші.

	кмоль/ГОД	кг/ГОД	$n_{i,p}$, мольна доля	q_i , масова доля
ВВГ:				
H ₂	242,4847	484,9693	0,5637	3,1620
CH ₄	4,2638	68,2209	0,0099	0,4448
C ₂ H ₆	0,7771	23,3129	0,0018	0,1520
C ₃ H ₈	0,5549	24,4172	0,0013	0,1592
C ₄ H ₁₀	0,2020	11,7178	0,0005	0,0764
C ₅ H ₁₂	0,0119	0,8589	0,00003	0,0056
Сировина				
CH ₄	1,1043	17,6687	0,0026	0,1152
C ₂ H ₆	0,6037	18,1104	0,0014	0,1180
C ₃ H ₈	0,4116	18,1104	0,0010	0,1180
C ₄ H ₁₀	0,3173	18,4049	0,0007	0,1200
C ₅ H ₁₂	58,5930	4218,6994	0,1362	27,5059
C ₆ H ₁₄	118,0534	10152,5890	0,2744	66,1948
C ₇ H ₁₆	2,8034	280,3436	0,0065	1,8278
Σ	430,1812	15337,4233	1	100

Газорідинна суміш поступає у реактор при температурі $T=145^{\circ}\text{C}(418\text{ K})$ та тиску $P=1,8\text{ МПа}$ об'ємний потік цієї суміші визначається за формулою:

$$V_p = \frac{\sum n_{i,p} \cdot R \cdot T}{P}, \quad (2.8)$$

де V_p – об'ємний потік суміші, м³/с;

$n_{i,p}$ – мольний потік суміші, кмоль/год;

$$V_p = \frac{430,1812 \cdot 8,31 \cdot 1000 \cdot 418}{1,8 \cdot 10^6} = 830,149 \frac{\text{м}^3}{\text{год}} = 0,2305 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

2.6 Розрахунок складу газо-продуктової суміші

Склад газо-продуктової суміші представлено в таблиці 6.3

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		57

Таблиця 2.4 – Склад газо-продуктової суміші

	кмоль/год	кг/год	$n_{i,p}$, мольна доля	q_i , масова доля
Гази	262,7277	1840,4908	0,6107	0,12
H ₂	226,7796	460,1227	0,5272	0,03
CH ₄	10,2051	165,6442	0,0237	0,0108
C ₂ H ₆	4,8380	147,2393	0,0112	0,0096
C ₃ H ₈	11,4833	512,5767	0,0267	0,0334
C ₄ H ₁₀	9,3840	552,1472	0,0218	0,0360
C ₅ H ₁₂	0,0378	2,7607	0,0001	0,0001
Ізомеризат	164,0174	13420,245	0,3813	0,8750
C ₁ – C ₄	0,5435	20,3988	0,0013	0,0013
C ₅ H ₁₂	70,7245	5165,8551	0,1644	0,3368
C ₆ H ₁₄	87,1548	7603,7768	0,2026	0,4957
C ₇ H ₁₆	1,9460	197,4118	0,0045	0,0128
C ₈ H ₁₈	2,8860	99,0414	0,0067	0,0217
C ₉ H ₂₀	0,7627	99,0414	0,0018	0,0064

2.7 Розрахунок аеродинамічного режиму та розмірів реактора

Лінійна швидкість потоку реагуючої суміші не повинна перевищувати швидкість витання, тобто швидкість при якій починається рух зерен каталізатора. Використовують умову:

$$v = (0,4 \div 0,5) v_{\text{вит}}, \quad (2.9)$$

де v - швидкість реагуючої суміші, м/с;

$v_{\text{вит}}$ - швидкість витання, м/с;

Останню величину можна знайти з емпіричного рівняння, яке зв'язує критерій Рейнольдса для витання та критерій Архімеда.

$$Re_{\text{вит}} = \frac{Ar}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{Ar}}, \quad (2.10)$$

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		58

де $Re_{\text{вит}}$ -критерій Рейнольдса для витання;

Ar -критерій Архімеда.

$$Ar = \frac{gd^3}{v^2\rho} \cdot \frac{\rho_k - \rho_p}{\rho_p}, \quad (2.12)$$

$$Re_{\text{вит}} = \frac{v_{\text{вит}} \cdot d}{\nu} \quad (2.11)$$

де d – діаметр зерна каталізатора (0,0016 м);

ρ_p, ν_p – густина і кінематична в'язкість реакційного середовища;

ρ_k – густина каталізатора;

g – прискорення вільного падіння.

Густину реакційного середовища визначимо за допомогою рівняння:

$$\rho_p = \sum \rho_i \cdot q_i \quad (2.13)$$

Таблиця 2.5 – Густина компонентів газо-сировинної суміші.

Компонент	Відносна густина	q_i , масова доля
H ₂	0,0899	0,0316
CH ₄	0,4240	0,0056
C ₂ H ₆	0,5462	0,0027
C ₃ H ₈	0,5824	0,0028
C ₄ H ₁₀	0,6011	0,0020
C ₅ H ₁₂	0,6263	0,2751
C ₆ H ₁₄	0,6594	0,6619
C ₇ H ₁₆	0,6838	0,0183

$$\begin{aligned} \rho_p = & (0,0899 \cdot 0,0316) + (0,4240 \cdot 0,0056) + (0,5462 \cdot 0,0027) + \\ & +(0,5824 \cdot 0,0028) + (0,6011 \cdot 0,0020) + (0,6263 \cdot 0,2751) + \\ & +(0,6594 \cdot 0,6619) + (0,6838 \cdot 0,0183) = 0,6308 \end{aligned}$$

Значення ρ_k визначаємо по насипній густині каталізатора і по пористості шару каталізатора ($\epsilon=0,36$):

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						59
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\rho_k = \frac{\rho_{\text{HK}}}{1 - \varepsilon} \quad (2.14)$$

$$\rho_k = \frac{1400}{1 - 0,36} = 3888,88 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Тоді:

$$Ar = \frac{9,81 \cdot 0,0016^3}{\left(\frac{2 \cdot 10^{-5}}{630,8}\right)^2} \cdot \frac{3888,88 - 630,8}{630,8} = 2,06 \cdot 10^8$$

$$Re_{\text{вит}} = \frac{2,06 \cdot 10^8}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{2,06 \cdot 10^8}} = 23480,74$$

З рівняння 2.11 швидкість витання дорівнює:

$$v_{\text{вит}} = \frac{23480,74 \cdot \left(\frac{2 \cdot 10^{-5}}{630,8}\right)}{0,0016} = 0,46 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

$$v = 0,4 \cdot 0,46 = 0,184 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

За лінійною швидкістю та об'ємним потоком реагуючої суміші знайдемо діаметр реактора:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot v_p}{\pi \cdot v}} \quad (2.15)$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,2305}{3,14 \cdot 0,184}} = 1,26 \text{ м}$$

Приймаємо $D = 1,3 \text{ м}$

Визначаємо висоту реакційної зони за відомим об'ємом каталізатора:

$$H = \frac{4 \cdot V_k}{3,14 \cdot D^2} \quad (2.16)$$

$$H = \frac{4 \cdot 27,74}{3,14 \cdot 1,3^2} = 20,9 \text{ м}$$

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						60
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Розрахуємо товщину стінки корпусу реактора:

$$S = \frac{P \cdot D}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi - P}, \quad (2.17)$$

де S – товщина стінки, м

$[\sigma]$ – гранично-допустима напруга, МПа;

φ – коефіцієнт резерву міцності зварних швів, $\varphi = 1$;

$$[\sigma] = \frac{\sigma_{\sigma}}{n_{\sigma}} \quad (2.18)$$

$$[\sigma] = \frac{177}{1,4} = 126,42 \text{ МПа}$$

$$S = \frac{3,2 \cdot 1300}{2 \cdot 126,42 \cdot 1 - 3,2} = 16,66 \text{ мм} \approx 0,017 \text{ м}$$

2.8 Розрахунок втрати тепла через стінку реактора

Ціль розрахунку – перевірка ефективності ізоляційного матеріалу та визначення зміни температури в реакторі за рахунок втрати тепла.

Коефіцієнт теплопередачі через стінку визначається за формулою:

$$K_T = \left(\frac{1}{a_1} + \sum \frac{S}{\lambda_i} + \frac{1}{a_2} \right)^{-1}, \quad (2.19)$$

де a_1 , a_2 – коефіцієнт теплопередачі від потоку реагуючої суміші до стінки реактора та від стінки до зовнішнього середовища, $\text{кДж}/(\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{К})$;

λ_i – коефіцієнт теплопровідності стінки $\text{кДж}/(\text{м} \cdot \text{год} \cdot \text{К})$.

$$K_T = \left(\frac{1}{36,1} + \frac{18 \cdot 10^{-3}}{162} + \frac{1}{1,2} \right)^{-1} = 1,16 \frac{\text{кДж}}{\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{К}}$$

Кількість втраченого тепла дорівнює:

$$Q_T = (2 \cdot \pi \cdot R \cdot H + 2 \cdot R^2) \cdot K_T \cdot \Delta T_{\text{ср}}, \quad (2.20)$$

де Q_T – кількість тепла, що втрачається, $\text{кДж}/\text{год}$

R – радіус реактора, м;

$\Delta T_{\text{ср}}$ – середня температура в реакторі, К.

$$Q_T = (2 \cdot 3,14 \cdot 0,65 \cdot 20,9 + 2 \cdot 0,65^2) \cdot 1,16 \cdot 418 = 41776,68 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		61

Розрахуємо на скільки понизиться температура в реакторі за рахунок втрат тепла в оточуюче середовище. Позначимо цю величину ΔT_T .

$$Q_T = (G_0 \cdot c_{p0} + G_0 \cdot a \cdot c_{pцг}) \cdot \Delta T_T, \quad (2.21)$$

де G_0 – масовий потік вуглеводнів, кг/год;

c_{p0} – теплоємність вуглеводнів, кДж/кг*гр

$c_{pцг}$ – теплоємність циркулюючого газу, кДж/кг*гр

a – масове співвідношення циркуляційного газу та вуглеводнів

Теплоємність підпорядковується закону адитивності і знаходиться за формулою:

$$c_{p0} = \sum c_i \cdot q_i \quad (2.22)$$

$$c_{p0} = 1,549 \cdot 0,001152 + 2,211 \cdot 0,001181 + 3,048 \cdot 0,001181 + 4,218 \cdot 0,0012 + 5,129 \cdot 0,275059 + 6,159 \cdot 0,661945 = 5,5006 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{гр}}$$

$$\Delta T_T = \frac{41776,68}{14723,9264 \cdot 5,507 + 14723,9264 \cdot 0,5 \cdot 4,07} = 0,38^\circ\text{C}$$

Маємо $\Delta T_T < 1^\circ$, отже втрати тепла мало змінюють температуру в реакторі, і при розрахунках основного процесу можна вважати промисловий реактор адіабатичним.

Визначимо зміну температури в адіабатичному реакторі $\Delta T_{ад}$:

$$\Delta T_{ад} = \frac{\frac{1}{M}}{\left[(1+a) + \left(\frac{1}{1+a} \cdot c_{p0} + \frac{a}{1+a} \cdot c_{pцг} \right) \right]} \times \left| \left(\frac{1}{2} \cdot \Delta H_{із} + \Delta H_K^0 \right) \cdot \Delta n_1^M + \left(-\frac{1}{2} \cdot \Delta H_{із} + \Delta H_K^0 \right) \cdot \Delta n_2^M \right|, \quad (2.23)$$

де M – молекулярна маса ізомеру;

$\Delta H_{із}$ – теплота ізомеризації, кДж/кмоль;

ΔH_K^0 – теплота гідрокрекінгу, кДж/кмоль;

n_i – мольний потік, кмоль/год (табл.6.3).

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						62
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\Delta T_{ад} = \frac{\frac{1}{71,4845}}{\left[(1+0,5) + \left(\frac{1}{1+0,5} \cdot 5,507 + \frac{0,5}{1+0,5} \cdot 4,07\right)\right]} \times \left[\left(\frac{1}{2} \cdot (-7900) + 57300\right) \cdot 0,6107 + \left(-\frac{1}{2} \cdot (-7900) + 57300\right) \cdot 0,3813\right] = 68,2413^{\circ}\text{C}$$

Згідно розрахунків, зміна температури дорівнює 68,2413°C, що може викликати зниження активності каталізатору. При перевищенні температури до понад 100°C каталізатор втрачає активність та підвищується коксоутворення. Тому аби зберегти каталізатор використовують двохреакторну схему процесу з охолодженням. Після виходу газосировинної суміші встановлено теплообмінний апарат, що віддає тепло газосировинній суміші на початку схеми.

Об'єм каталізатору, що необхідний про проходження повної реакції порівну ділиться між реакторами процесу.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						63
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

3. АВТОМАТИЗАЦІЯ СИСТЕМ КОНТРОЛЮ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ

3.1 Аналіз об'єкта керування

У сучасній нафтопереробній промисловості процеси ізомеризації легких бензинових фракцій характеризуються складною багатостадійною структурою, високою чутливістю до зміни технологічних параметрів і жорсткими вимогами до якості сировини. Особливістю процесу на каталізаторі $\text{Pt/Al}_2\text{O}_3\text{--Cl}$ є його чутливість до вологи, сірковмісних і азотовмісних сполук, що можуть призводити до швидкої дезактивації каталізатора та зниження селективності. Крім того, процес протікає в умовах підвищених температур і тиску водню, що обумовлює вибухо- та пожежонебезпечність виробництва.

Автоматизація даного об'єкта керування є необхідною умовою стабільної та ефективної роботи установки. Використання сучасних АСКТП дозволяє забезпечити безперервний контроль витрат сировини, рециркулятив і водню, температурного профілю в реакторах, тиску в системі, а також параметрів сепарації та ректифікації [36]. Це дає можливість оперативно реагувати на збурення, підтримувати оптимальні умови ізомеризації та мінімізувати побічні процеси, такі як крекінг або коксоутворення.

Впровадження автоматизованої системи керування на базі Experion PKS дозволяє реалізувати замкнені контури регулювання, протиаварійний захист і функції оптимізації режиму. Завдяки цьому досягається підвищення виходу ізопарафінів, збільшення октанового числа продукту, зниження енергетичних витрат і більш раціональне використання сировини за рахунок організації рециркуляції.

3.2 Короткий опис об'єкта керування

АСК ТП забезпечує централізований контроль, автоматичне регулювання та протиаварійний захист процесу ізомеризації. Контролюються витрати сировини, рециркулятив і водневмісного газу, температурні режими в теплообміннику та реакторах, тиск у технологічних вузлах, рівень у сепараторі, а також перепади тиску на шарі каталізатора. Реалізовано сигналізацію відхилень, дистанційне керування

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						64
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

регулювальними клапанами, автоматичну стабілізацію режимів та захист від перевищення допустимих параметрів.

Сировина після фракціонування подається через коріолісові витратоміри. Далі вона змішується з пентановими та гексановими рециркулятами, витрати яких також підтримуються автоматичними контурами регулювання. Водневмісний газ після осушення на молекулярних ситах подається через компресор у реакторний блок; контроль вологості, тиску та витрати забезпечує стабільність співвідношення H_2 /вуглеводні [36].

Перед входом у реактори газосировинна суміш нагрівається в теплообміннику до робочої температури. У реакторах Р-1 та Р-2 здійснюється ізомеризація з контролем температурного профілю по висоті шару каталізатора та перепаду тиску. Система забезпечує підтримання температури в межах 120–180 °С і тиску до 2,5–3 МПа, а також сигналізацію при відхиленнях (перегрів, зростання гідравлічного опору, порушення режиму).

Після реакційного блоку газорідинна суміш надходить у сепаратор С-1, де контролюються тиск, температура та рівень рідини з формуванням попереджувальних і аварійних сигналів. Далі потік спрямовується на стабілізацію та ректифікацію з виділенням ізомеризату і організацією рециркуляції н-парафінів. Структурно система керування включає підсистеми автоматичного регулювання (витрати, температура, тиск), протиаварійного захисту (обмеження тиску, температури, перепаду), інформаційного забезпечення (візуалізація, сигналізація) та оптимізації (підтримання максимальної селективності процесу).

3.3 Розробка системи керування технологічним процесом

Система керування технологічним процесом ізомеризації повинна забезпечити досягнення заданої якості готового ізомеризату при стабільному підтриманні технологічних параметрів, надійній та безаварійній роботі обладнання, а також виконанні вимог вибухо- і пожежобезпеки. Основною задачею при розробці системи керування є вибір параметрів, що підлягають контролю, регулюванню, сигналізації та блокуванню, а також визначення тих величин,

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						65
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

відхилення яких свідчить про виникнення небезпечних або нештатних режимів роботи установки [37].

У процесі ізомеризації доцільно виділити параметри, зміною яких найбільш ефективно можна впливати на хід технологічного процесу. До них належать витрата сировини, витрати пентанового та гексанового рециркулятив, подача водневмісного газу, температура на вході в реакторний блок, температурний профіль у реакторах Р-1 та Р-2, тиск у реакторному контурі, перепад тиску на шарі каталізатора, а також рівень і тиск у сепараторі С-1. Саме ці величини визначають селективність утворення ізопарафінів, ступінь перетворення н-парафінів, інтенсивність побічного крекінгу та стабільність роботи каталізатора.

Для дозування сировини передбачено автоматичний контроль витрати на виході з колони фракціонування. Регулювання здійснюється пневматичним клапаном за сигналом від коріолісового витратоміра, що дає змогу точно підтримувати подачу вузької фракції в реакторний блок. Аналогічно організується керування витратою рециркулятив, оскільки їх співвідношення зі свіжою сировиною суттєво впливає на вихід цільового продукту та на термічний режим апарата. Відхилення витрати від заданого значення має супроводжуватися сигналізацією, оскільки порушення балансу сировини і рециркулятив призводить до погіршення якості продукту та нестабільності процесу.

Особливої уваги потребує керування подачею водневмісного газу. Передбачено контроль вологості після блоку осушки, оскільки надлишкова волога є небезпечною для каталізатора $\text{Pt/Al}_2\text{O}_3\text{--Cl}$ і спричиняє зниження його активності. Після компресії водень подається до реакторного блоку через регулювальну арматуру, а його витрата підтримується в заданому співвідношенні до вуглеводнів. Зміна цього співвідношення є одним із основних способів впливу на інтенсивність дегідрування, гідрування проміжних продуктів та стабільність процесу в цілому.

Для забезпечення необхідного термічного режиму передбачено контроль і регулювання температури у теплообміннику Т-1 та в реакторах Р-1 і Р-2. Газосировинна суміш повинна надходити в реактори з температурою, достатньою для перебігу ізомеризації, але нижчою за межу, при якій інтенсифікуються побічні

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						66
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

реакції крекінгу та коксоутворення. Тому доцільно реалізувати багатоточковий контроль температури по висоті реакторного шару. За результатами вимірювань система повинна формувати керуючі дії на тепловий режим і попереджувальну сигналізацію при перевищенні допустимих температурних розбіжностей між контрольними точками. Це дає можливість своєчасно виявляти локальні перегріву та запобігати дезактивації каталізатора.

Окремим важливим каналом керування є тиск у реакторному контурі. Підтримання заданого тиску необхідне для забезпечення нормального перебігу процесу, запобігання пароутворенню та стабільної роботи сепаратора. Для цього передбачаються датчики тиску на вході й виході реакторів, а також диференційний контроль перепаду тиску на шарі каталізатора. Перевищення допустимого перепаду свідчить про забруднення шару, зростання гідравлічного опору або початок дестабілізації потоку, тому в таких випадках має спрацьовувати аварійна сигналізація і, за потреби, блокування подачі сировини.

У післяреакторній частині системи керування необхідно забезпечити контроль сепарації газової та рідкої фаз у сепараторі С-1. Рівень у апараті має підтримуватися в допустимих межах, оскільки його перевищення може призвести до захоплення рідини газовим потоком, а надмірне зниження — до порушення режиму відокремлення продуктів. Тиск і температура в сепараторі також підлягають безперервному контролю, оскільки їх відхилення впливають на стабілізацію ізомеризату та подальше фракціонування.

Для реалізації системи керування доцільно застосувати програмно-логічний контролер із функціями безперервного регулювання, логічного керування та протиаварійного захисту. На програмному рівні слід передбачити взаємне блокування апаратів, контроль запуску і зупинки насосів, компресора, клапанів подачі сировини та водню, а також алгоритми аварійного відключення при перевищенні граничних значень температури, тиску, перепаду тиску або рівня. Оператор повинен отримувати повну інформацію про стан процесу на екрані АСКТП із можливістю дистанційного втручання, але з пріоритетом автоматичних захистів [36].

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						67
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

3.4 Призначення, цілі та автоматизовані функції системи керування

Метою керування процесом ізомеризації легких бензинових фракцій є отримання високооктанового ізомеризату, що відповідає вимогам до якості товарного бензинового компонента за октановим числом, фракційним складом та вмістом побічних компонентів. Також система повинна забезпечувати стабільну роботу реакторного блоку, максимальну конверсію н-парафінів у ізопарафіни, ефективне використання рециркулятив і безпечну експлуатацію технологічного обладнання.

Технологічний процес ізомеризації складається з послідовних стадій підготовки сировини, змішування зі зворотними потоками та водневмісним газом, нагрівання газосировинної суміші, проведення реакції у реакторах Р-1 та Р-2, сепарації, стабілізації та ректифікаційного розділення ізомеризату з організацією рециркуляції пентанової та гексанової фракцій. Через наявність безперервного режиму роботи, складних взаємозв'язків між параметрами та високі вимоги до безпеки система керування повинна будуватися на базі програмно-логічного контролера та розподіленої системи керування типу Experion PKS.

На основі аналізу технологічного процесу визначено перелік функцій, які повинна реалізовувати система керування. Функції поділяються на інформаційні та керуючі [37].

Інформаційні функції:

Контроль стану технологічного обладнання та вимірювання основних параметрів процесу:

- витрата сировини, пентанового і гексанового рециркулятив, водневмісного газу та газосировинної суміші;
- температура в теплообміннику Т-1, реакторах Р-1 і Р-2, сепараторі С-1;
- тиск на вході та виході компресора, у реакторах, міжреакторному просторі та сепараторі;
- перепад тиску на шарі каталізатора;
- рівень рідини у сепараторі С-1;
- вологість водневмісного газу після блоку осушки.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		68

Документування інформації про хід технологічного процесу та реєстрація параметрів:

- температурного профілю в реакторах;
- тиску та перепаду тиску;
- витрати сировини, рециркулятив і водню;
- рівня в сепараторі.

Сигналізація граничних відхилень:

- перевищення температури в реакторах і сепараторі;
- перевищення або зниження тиску в реакторному контурі;
- перевищення перепаду тиску на каталізаторі;
- відхилення витрати сировини, рециркулятив і ВВГ;
- перевищення допустимого рівня в сепараторі;
- перевищення допустимої вологості водневмісного газу.

Обмін інформацією з верхнім рівнем АСКТП та операторською станцією.

Керуючі функції:

1. Регулювання параметрів технологічного режиму:

- витрати сировини, рециркулятив і водневмісного газу;
- температури перед реакторами та в реакторному блоці;
- тиску водневмісного газу і реакторного контуру;
- рівня в сепараторі.

2. Логічне керування:

- послідовністю запуску компресора, насосів і реакторного блоку;
- відкриттям та закриттям регулювальної і запірної арматури;
- переключенням потоків рециркулятив і готового продукту.

3. Блокування роботи установки у випадках:

- перевищення температури або тиску в реакторах;
- перевищення перепаду тиску на шарі каталізатора;
- перевищення рівня в сепараторі;
- відхилення вологості водневмісного газу понад допустиме значення.

4. Ручне дистанційне керування виконавчими механізмами:

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						69
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

- регулювальними клапанами;
- насосами;
- компресором.

Інформаційні функції повинні виконуватись у безперервному автоматичному режимі, а функції керування — в автоматичному режимі з можливістю переходу на ручне дистанційне керування оператором у разі необхідності. Це забезпечує стабільність технологічного процесу, безпечну експлуатацію обладнання та підтримання заданої якості ізомеризату [38].

3.5 Вибір комплексу технічних засобів

Метою даного підрозділу є обґрунтування та вибір технічних засобів, що входять до складу каналів контролю, регулювання, сигналізації та протиаварійного захисту АСК ТП процесу отримання високооктанового компонента бензину шляхом ізомеризації продуктивністю 300 тис. т/рік.

Вибір технічних засобів виконується відповідно до функціональної схеми автоматизації, технологічних умов процесу та діапазонів зміни контрольованих параметрів. При цьому враховуються такі вимоги: відповідність меж вимірювання технологічному регламенту, достатня точність, стійкість до агресивного середовища, сумісність вихідних сигналів, вибухозахищене виконання для небезпечних зон, а також надійність і ремонтпридатність обладнання [38].

До складу комплексу технічних засобів АСК ТП доцільно включити:

- пульт оператора з робочою станцією та SCADA-системою;
- програмно-логічний контролер або контролер розподіленої системи керування Exregion PKS;
- первинні вимірювальні перетворювачі витрати, температури, тиску, рівня та вологості;
- виконавчі механізми і регулювальні клапани з пневматичним приводом;
- засоби комутації, гальванічного розділення та іскробезпечного захисту сигналів;
- комунікаційні засоби передавання даних по уніфікованих сигналах 4–20 мА та HART.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						70
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Пульт оператора призначений для централізованого контролю та керування установкою. На ньому відображаються технологічні параметри, стан обладнання, аварійні сигнали, тренди та архіви процесу. Через операторську станцію реалізуються дистанційне керування клапанами, запуск і зупинка обладнання, а також спостереження за роботою контурів регулювання.

В якості основи системи керування доцільно прийняти систему Experion PKS, оскільки вона забезпечує збір, обробку та архівування даних, реалізацію контурів автоматичного регулювання, сигналізацію, логічне керування і функції протиаварійного захисту. Така система добре підходить для безперервних технологічних процесів із великою кількістю вимірюваних параметрів і потребою в високій надійності.

Для контролю витрат сировини, рециркулятив, водню та газосировинної суміші доцільно застосувати коріолісові витратоміри Promass F 300 HART, Micro Motion ELITE та ROTAMASS TI. Вони забезпечують високу точність вимірювання, стабільність роботи в широкому діапазоні витрат і можливість передавання уніфікованого сигналу 4–20 мА до системи керування. Саме ці прилади найбільш придатні для побудови контурів регулювання витрати, оскільки витрата безпосередньо впливає на співвідношення сировини, рециркулятив і водню.

Для контролю температури в теплообміннику, реакторах і сепараторі доцільно застосувати багатоточкові термометри iTHERM ProfileSens TS901 та термопари з перетворювачами iTEMP TMT82. Таке рішення дає змогу отримувати не лише локальне, а й розподілене значення температури по висоті реакторного шару, що є важливим для своєчасного виявлення перегріву, локальної деструкції каталізатора і порушення теплового режиму.

Для вимірювання тиску в реакторному блоці, на вході і виході компресора, а також у сепараторі доцільно використати перетворювачі SITRANS P300 і Rosemount 3051. Вони забезпечують надійний контроль технологічного тиску і можуть працювати в умовах, характерних для нафтопереробних установок. Для контролю перепаду тиску на шарі каталізатора слід застосовувати диференційні

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						71
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

перетворювачі Deltabar FMD72, оскільки саме цей параметр є одним із головних критеріїв стану реакторного шару і гідравлічного опору системи.

Контроль вологості водневмісного газу після блоку осушки доцільно реалізувати за допомогою електролітичного аналізатора точки роси Edgetech PPM1. Цей прилад дозволяє контролювати надзвичайно низькі концентрації вологи, що є критично важливим для захисту каталізатора від дезактивації. Підтримання залишкової вологості на рівні ≤ 1 ppm забезпечує стабільну роботу реакторного блоку та підвищує тривалість міжрегенераційного циклу.

Для безперервного контролю рівня в сепараторі С-1 доцільно використовувати хвилеводний радарний рівнемір Levelflex FMP51, який не залежить від впливу газової фази, турбулентності та піноутворення. Це забезпечує надійне вимірювання рівня в умовах змінного фазового складу середовища і дозволяє своєчасно формувати попереджувальні та аварійні сигнали.

Як виконавчі механізми для контурів регулювання слід прийняти пневматичні регулювальні клапани з позиціонерами. Такий тип арматури є доцільним для хімічних і нафтопереробних виробництв, оскільки забезпечує плавну зміну витрати, високу швидкодію, вибухобезпечність і сумісність із сигналами системи керування. У поєднанні з ними застосовуються запірні клапани для аварійного відсікання потоків і блокування технологічних ліній.

Для побудови системи зв'язку та обробки сигналів необхідно використовувати уніфіковані аналогові сигнали 4–20 мА, HART-інтерфейс, а також засоби гальванічного розділення та іскробезпечного захисту. Це дозволяє підвищити завадостійкість, спростити діагностику приладів і забезпечити коректну роботу обладнання у вибухонебезпечних зонах.

3.6 Розробка функціональної схеми автоматизації

Функціональна схема автоматизації процесу ізомеризації легких бензинових фракцій наведена на кресленні графічної частини. На схемі умовними позначеннями відображено основне технологічне обладнання (реактори Р-1, Р-2, теплообмінник Т-1, сепаратор С-1, компресор Кп-1, насос Н-1), трубопроводи, а також засоби вимірювання, регулювання і керування. Показано інформаційні та

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						72
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

керуючі зв'язки між елементами системи, включаючи передачу сигналів до системи керування типу Experion PKS.

Функціональна схема є основним технічним документом, який визначає структуру контурів контролю, регулювання, сигналізації та протиаварійного захисту. Основна задача її розробки полягає у забезпеченні достовірного контролю параметрів процесу ізомеризації та підтриманні їх на оптимальному рівні для досягнення максимальної селективності по ізопарафінах і стабільної роботи каталізатора Pt/Al₂O₃-Cl.

Контури контролю та регулювання на схемі побудовані відповідно до послідовності протікання технологічного процесу.

На вході установки передбачено контур регулювання витрати сировини поз. 1-2, який включає коріолісовий витратомір Promass F 300 HART та пневматичний регулювальний клапан типу GX. Сигнал витрати у вигляді 4–20 мА надходить до контролера, де формується керуючий вплив на клапан подачі сировини. Аналогічні контури поз. 2-2 та поз. 3-2) реалізовані для пентанового та гексанового рециркулятив, що дозволяє підтримувати необхідне співвідношення потоків.

Контур подачі водневмісного газу включає вимірювання витрати за допомогою витратоміра Micro Motion ELITE поз. 5-2, тиску до і після компресора за допомогою вимірювача тиску SITRANS P300 поз. 10-2 та поз. 4-2, а також контроль вологості за допомогою електролітичного аналізатора точки роси Edgetech PPM1 поз. 12-2. Регулювання тиску здійснюється через пневматичний клапан, що забезпечує стабільний режим роботи реакторного блоку та необхідне співвідношення H₂/вуглеводні.

Перед входом у реактори передбачено контур контролю температури багатоточковим термометром iTHERM ProfileSens TS901 в теплообміннику T-1 поз. 6-2, який забезпечує нагрівання газосировинної суміші до заданого рівня. У реакторах P-1 та P-2 реалізовано аналогічний багатоточковий контроль температури поз. 7-2 та поз. 9-2, що дозволяє відстежувати температурний профіль по висоті шару каталізатора. При відхиленні температур від допустимого діапазону формується сигналізація.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						73
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Контроль тиску в реакторному контурі здійснюється датчиками SITRANS P300 поз. 15-2 та поз. 17-2, а перепад тиску на шарі каталізатора контролюється диференційними перетворювачами Deltabar FMD72 поз. 8-2 та поз. 11-2. Ці контури забезпечують своєчасне виявлення зростання гідравлічного опору та запобігання аварійним ситуаціям.

Після реакторів газорідинна суміш надходить до сепаратора С-1, де реалізовано контури контролю тиску вимірювачем Rosemount 3051 поз. 19-2, температури за допомогою термопари та перетворювача iTEMP TMT82 поз. 18-2 та рівня рідини за допомогою хвилеводного радарного рівнеміра Levelflex FMP51 поз. 20-2. Рівень регулюється шляхом впливу на відвід рідкої фази, що забезпечує стабільну роботу сепаратора і запобігає виносу рідини у газову лінію.

На виході реакторного блоку встановлено контур контролю витрати продукту, який включає коріолісовий витратомір Promass F 300 HART поз. 21-2 та використовується для оцінки продуктивності установки та ефективності процесу.

Усі вимірювальні перетворювачі формують уніфікований сигнал 4–20 мА з підтримкою HART-протоколу, що забезпечує передачу даних до контролера, їх обробку, архівацію та візуалізацію. Виконавчі механізми представлені пневматичними регульовальними клапанами, які отримують керуючі сигнали від системи керування.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						74
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

4. ОХОРОНА НАВКОЛИШНЬОГО СЕРЕДОВИЩА І РАЦІОНАЛЬНЕ ВИКОРИСТАННЯ ПРИРОДНИХ РЕСУРСІВ

Дані по збору і утилізації твердих відходів, скидання стічних вод і викидів в атмосферу наводяться в таблицях 4.1, 4.2, відповідно.

Таблиця 4.1 – Рідкі та тверді відходи.

Найменування відходу	Місце складування, транспорт, тара	Кількість відходів, кг / добу (т / рік)	Періодичність утворення	Умови (метод) і місце поховання, знешкодження, утилізації
Деактивований каталізатор І-82 платиновмісний на основі хлорованого оксиду алюмінію	Вивантажується, затарюється в сталеві бочки ємністю 217 л.	При втраті активно сті 38,380 т	Після закінчення терміну служби, не частіше 1 разу на 36 місяців	Відпрацьований каталізатор піддається переробці на заводах виробника каталізатора з метою вилучення активних металів і регенерації каталізатора
Керамічні вироби, що втратили споживчі властивості (відпрацьовані інертні кулі)	Вивантажується, затарюється в сталеві бочки ємністю 217 л.	Близько 22 т	При перезавантаженні каталізатора, не частіше 1 разу на 36 місяців	Можливе повторне використання після просіювання.
Замазученних ґрунт, бруд, окалина	Вивозиться автомашиною на полігон	-	При чищенні апаратів та усунення розливів продуктів	Вивозиться на полігон, місце якого і методи поховання узгоджені в установленому порядку з органами охорони природи та санепідстанцією

Таблиця 4.2 – Скидання стічних вод.

Найменування джерела скидання стічних вод	Кількість стоків, м3 / год	Умови (метод) ліквідації, знешкодження, утилізації	Періодичність скидання	Напрямок скидання
1	2	3	4	5
Господарсько-фекальні води	0,5	Механічний, фізичний, біологічний	Постійно	У систему промканалізації і далі на очисні споруди
Виробничо-зливові стоки	9,56			

Оскільки на підприємстві застосовується система замкненого водовідведення, забруднені стічні води не скидаються до міської каналізаційної мережі, що виключає їх потрапляння у поверхневі водні об'єкти та підземні горизонти. З метою додаткового захисту підземних вод від можливого забруднення внаслідок розливів нафтопродуктів у проєкті передбачено влаштування глиняних екранів (замків) під фундаментом технологічного майданчика [39].

5. ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА В НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ

5.1 Характеристика об'єкта, що проектується, та місця його розташування.

Проектований у межах дипломної роботи блок ізомеризації розміщується на території підприємства, розташованого в Полтавській області. Відповідно до кліматичного районування України дана територія належить до південно-західного району, для якого характерні переважно західні та північно-західні напрями вітру [40].

Технологічний блок передбачається розміщувати на відкритому майданчику. Рельєф місцевості є рівнинним, рівень залягання ґрунтових вод становить 6–9 м від поверхні.

Згідно із санітарною класифікацією виробництв об'єкт належить до І класу небезпеки, у зв'язку з чим мінімальна санітарно-захисна зона до найближчої житлової забудови повинна становити не менше 1000 м [41].

Водопостачання підприємства здійснюється за рахунок замкненої системи очищення та рециркуляції технічної води. Для питних потреб персоналу використовується артезіанська вода, що видобувається зі свердловин. З метою запобігання забрудненню підземних вод у проєкті передбачено влаштування глиняних протифільтраційних екранів [39].

Санітарні розриви між будівлями прийняті в межах 10–12 м.

Транспортна інфраструктура підприємства представлена мережею автомобільних доріг із двостороннім рухом, що відповідає чинним правилам дорожнього руху. Дорожнє покриття — асфальтобетонне, ширина проїзної частини становить 6 м. Уздовж доріг передбачено пішохідні тротуари шириною 1,5 м [42].

Територія підприємства функціонально зонована з виділенням передзаводської, виробничої та підсобно-складської зон. Вільні площі використовуються для озеленення та організації зон відпочинку персоналу [40].

5.2 Характеристика негативних факторів проектного об'єкта.

Умови праці на установці ізомеризації характеризуються як шкідливі та вибухонебезпечні, що обумовлено наявністю в апаратах і трубопроводах токсичних

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						77
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

та вибухонебезпечних речовин, які експлуатуються за підвищених тисків (до 3,0 МПа) і температур (до 180 °С) [41].

До основних небезпечних і шкідливих речовин, що присутні у виробництві, належать:

- 1) азот, який за підвищеного тиску чинить наркотичну дію, спричиняючи порушення координації, зниження чутливості та розлади функцій організму;
- 2) прямогонний бензин та ізомеризат, пари яких у високих концентраціях є небезпечними для життя, викликають інтоксикацію, порушення серцево-судинної діяльності, задуху та можуть призвести до летальних наслідків, а при контакті зі шкірою спричиняють подразнення; ГДК – 300 мг/м³, клас безпеки – III [44]
- 3) вуглеводневі гази нафтового походження, які за тривалого перебування в замкненому середовищі можуть викликати отруєння з важкими наслідками, включаючи втрату свідомості та ураження органів дихання; ГДК – 300 мг/м³, клас безпеки – IV.
- 4) каталізатор на основі платини, який у процесі експлуатації насичується воднем і при розгерметизації апаратів може створювати вибухонебезпечні суміші, а також під час завантаження утворює пилове середовище;
- 5) хлороводень, який подразнює слизові оболонки дихальних шляхів та органів зору; ГДК – 5 мг/м³, клас безпеки – II
- 6) тетрачлоретилен, що проявляє токсичну дію на центральну нервову систему, органи дихання та внутрішні органи, особливо при тривалому впливі; ГДК – 10 мг/м³, клас безпеки – III.

У процесі експлуатації установки на персонал можуть впливати такі небезпечні та шкідливі виробничі чинники:

- а) можливість утворення вибухонебезпечних сумішей у разі розгерметизації обладнання чи трубопроводів, що може призвести до вибухів і руйнування апаратури;
- б) наявність рухомих частин машин і механізмів, що створює ризик механічного травмування;

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						78
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

- в) підвищена температура поверхонь обладнання, яка може спричинити термічні опіки;
- г) вплив електричного струму високої напруги, що становить небезпеку електротравм;
- д) підвищені рівні шуму та вібрації, які негативно впливають на серцево-судинну та нервову системи і органи слуху;
- е) недостатня освітленість робочих зон, що знижує зорову працездатність і підвищує ймовірність помилок та травматизму [43];
- ж) накопичення статичної електрики на нафтопродуктах, яке за відсутності належного заземлення може стати причиною ураження електричним струмом або займання;
- з) а також виконання робіт на висоті, що супроводжується ризиком падіння працівників і отримання тяжких травм або летальних наслідків [45].

5.3 Оцінка стану проектного об'єкту в надзвичайних ситуаціях.

В проектованому виробництві використовуються: горючі гази (воденьвмісний та вуглеводневий гази), легкозаймисті рідини (легкий рафінат, фракція $C_5 - C_6$), горюча рідина – тетрахлоретилен [46]. Основні відомості по вибухопожежонебезпечних властивостях речовин наводяться в таблиці 5.1.

Таблиця 5.1 – Основні показники пожежонебезпечності горючих речовин.

Речовина	Температура, °C		Нижня концентраційна межа вибуху, % об.
	спалаху	самозаймання	
Фракція $C_5 - C_6$, ізомеризат	Мінус (27÷39)	225 – 370	0,76
Воденьвмісний газ		510 – 537	4,00
Тетрахлоретилен		722	
Вуглеводневі гази	Мінус 69	405	1,5

До основних факторів, що можуть спричинити загоряння або пожежу на установці, належать:

- виконання зварювальних робіт без належної підготовки робочого місця; несправності електрообладнання чи електропроводки;
- використання інструменту, здатного утворювати іскру;
- паління у невстановлених місцях;
- відсутність або порушення заземлення обладнання та трубопроводів;
- неправильне зберігання обтиральних матеріалів;
- самозаймання нагрітих продуктів у місцях витоків із апаратів або трубопроводів;
- недотримання вимог безпеки під час ремонтних робіт;
- відхилення від встановленого технологічного режиму;
- застосування електродвигунів без вибухозахищеного виконання;
- накопичення зарядів статичної електрики;
- несправність запобіжної арматури;
- а також займання пірофорних сполук під час розгерметизації обладнання [46].

До найбільш небезпечних ситуацій, здатних призвести до пожежі або вибуху, належать витoki газу через фланцеві з'єднання, арматуру чи пошкоджені ділянки обладнання і трубопроводів, утворення вибухонебезпечних газоповітряних сумішей у межах установки, займання нафтопродуктів у технологічному обладнанні або трубопроводах, а також виникнення пожеж під час проведення ремонтних робіт за умов недостатньої підготовки апаратури [46].

Для кількісної оцінки можливих наслідків вибуху найбільш пожежонебезпечної речовини, що використовується у процесі ізомеризації, визначають надлишковий тиск вибуху. При цьому як розрахунковий приймається об'єм рідини, що може витекти з апарата внаслідок порушення герметичності, зокрема 300 л і-гексану . Визначення надлишкового тиску вибуху горючої рідини дозволяє встановити критерії вибухо- та

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						80
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

пожежонебезпеки і обґрунтувати необхідні заходи захисту [44].

Рівняння повного окиснення одного молю і-гексану:



$$\Delta P = (P_{\max} - P_0) \cdot \frac{m \cdot Z}{V_B \cdot \rho_{\Pi}} \cdot \frac{100}{C_{\text{ст}}} \cdot \frac{1}{K_H} \quad (5.2)$$

$P_{\max}$ – максимальний тиск вибуху стехіометричної пароповітряної суміші;

$$P_{\max} = \frac{y \cdot P_0 \cdot T_B}{x \cdot T_0}, \quad (5.3)$$

де y – кількість молей речовини після вибуху, 26;

P_0 – початковий тиск, 101 кПа;

T_B – температура вибуху, 1500 К;

T_0 – початкова температура, 293 К;

x – кількість молей речовин до вибуху, 21;

$$P_{\max} = \frac{26 \cdot 101 \cdot 1500}{21 \cdot 293} = 640,2 \text{ кПа}$$

m – розрахункова маса пари бензину, яка може потрапити у повітря приміщення за рахунок випаровування:

$$m = W \cdot \tau \cdot S, \quad (5.4)$$

де W – інтенсивність випаровування бензину, $33 \cdot 10^{-5} \text{ кг} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{м}^{-2}$;

τ – тривалість випаровування бензину, 3600 с;

S – розрахункова площа випаровування бензину, яка потрапила у приміщення внаслідок аварії;

$$S = K \cdot V_p, \quad (5.5)$$

де K – коефіцієнт розтікання, для чистої рідини $1 \text{ м}^2 \cdot \text{л}^{-1}$;

V_p – об'єм рідини, що витекла з апарату, 300 л;

$$S = 1 \cdot 300 = 300 \text{ м}^2$$

Звідси:

$$m = 33,3 \cdot 10^{-5} \cdot 3600 \cdot 300 = 359,4 \text{ кг}$$

Маса бензину складає:

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		81

$$m_p = \rho \cdot V_p , \quad (5.6)$$

де ρ – густина бензину, $730 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-3}$

V_p – об'єм бензину, що витік з апарату, $0,3 \text{ м}^3$.

$$m_p = 730 \cdot 0,3 = 219 \text{ кг}$$

Так як розрахункова маса парів бензину m перевищує масу рідини m_p , то приймаємо що:

$$m = m_p = 219 \text{ кг}$$

Z – коефіцієнт, що характеризує ступінь участі горючої речовини в утворенні вибухонебезпечної суміші, для пари бензину, $0,3$;

V_v – вільний об'єм приміщення, м^3 ; його можна прийняти як 80% від геометричного об'єму приміщення;

$$V_v = 0,8 \cdot a \cdot b \cdot h , \quad (5.7)$$

де a – довжина приміщення, 36 м ;

b – ширина приміщення, 18 м ;

h – висота приміщення, $7,2 \text{ м}$

$$V_v = 0,8 \cdot 36 \cdot 18 \cdot 7,2 = 3772,5 \text{ м}^3$$

ρ_n – густина пари бензину.

$$\rho_n = \frac{M}{M_{\text{пов}}} \cdot \rho_{\text{пов}} , \quad (5.8)$$

де M – молярна маса бензину, $100 \text{ кг} \cdot \text{кмоль}^{-1}$;

$M_{\text{пов}}$ – молярна маса повітря, $28,966 \text{ кг} \cdot \text{кмоль}^{-1}$;

$\rho_{\text{пов}}$ – густина повітря, $1,2 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-3}$;

$$\rho_n = \frac{100}{28,966} \cdot 1,2 = 4,76 \text{ кг} \cdot \text{м}^{-3}$$

$C_{\text{ст}}$ – стехіометрична концентрація пари бензину;

$$C_{\text{ст}} = \frac{100}{1 + 4,84 \cdot \beta} \quad (5.9)$$

β – стехіометричний коефіцієнт кисню в реакції горіння;

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						82
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\beta = n_c + \frac{n_H - n_{\Gamma}}{4} - \frac{n_O}{2} \quad (5.10)$$

де n_C – кількість атомів вуглецю у молекулі бензину, 7;

n_H – кількість атомів водню у молекулі бензину, 14;

n_O – кількість атомів кисню у молекулі бензину, 0;

n_{Γ} – кількість атомів галогенів у молекулі бензину, 0.

Підставивши у формулу значення отримуємо:

$$\beta = 7 + \frac{14 - 0}{4} - \frac{0}{2} = 10,5$$

Звідси:

$$C_{ст} = \frac{100}{1 + 4,84 \cdot 10,5} = 1,93 \text{ об. \%}$$

K_H – коефіцієнт, який враховує негерметичність приміщення і неадиабатичність процесу горіння, 1,3.

Підставивши всі отримані дані у формулу 5.1 отримуємо:

$$\Delta P = (640,2 - 101) \cdot \frac{219 \cdot 0,3}{3772,5 \cdot 4,76} \cdot \frac{100}{1,93} \cdot \frac{1}{1,3} = 78,62 \text{ кПа}$$

Зважаючи на отриманий надлишковий тиск вибуху бензину серед можливих негативних наслідків вибухів для обслуговуючого персоналу буде спостерігатися загибель 50% людей та повна руйнація цегляних малоповерхових споруд [44].

Таблиця 5.4 – Характеристика приміщень і споруд за їх пожежовибухонебезпекою.

Приміщення, споруда	Категорія []	Клас зони []
Апаратний двір	A ₃	2
Газова компресорна	A	2
Операторна	B	П – Па
Насосна	A	2
Побутові приміщення	B	П-Па

5.4 Заходи зі створення безпечних та здорових умов праці, передбачені проектом.

Блок ізомеризації оснащений комплексом засобів аварійної зупинки, які у разі виникнення відхилень або критичних несправностей автоматично переводять установку в безпечний стан. Реалізація цих функцій спрямована на захист персоналу, каталізатора та технологічного обладнання від закоксування, перегріву та механічних пошкоджень [40].

Організація процесу низькотемпературної ізомеризації передбачає високий рівень автоматизації з використанням дистанційного керування як технологічним процесом у цілому, так і окремими операціями. Це дозволяє мінімізувати безпосередній контакт персоналу з небезпечними середовищами, забезпечити герметичність обладнання та своєчасне виявлення відхилень параметрів. Система контролю та керування забезпечує безперервний моніторинг технологічних змінних і реалізує функції аварійного відключення обладнання. .

Керування процесом здійснюється з операторної із застосуванням комп'ютеризованих систем, формування керуючих сигналів пріоритетного рівня на виконавчі механізми. Крім того, система реалізує дистанційне ручне керування, передачу інформації для сигналізації, реєстрації та архівації, а також функції самодіагностики з індикацією несправностей. Передбачено захист програмного забезпечення і баз даних від несанкціонованого доступу та їх збереження в аварійних режимах. Доступ до конфігурації системи обмежений і надається лише спеціалізованому персоналу з використанням засобів автентифікації [41].

Аварійне відключення технологічних блоків I категорії вибухонебезпечності здійснюється автоматично за допомогою швидкодіючої відсічної арматури з часом спрацювання до 12 с. Для блоків II та III категорій застосовуються відсічні та запірні пристрої з дистанційним керуванням і більшим часом спрацювання, при цьому для блоків III категорії допускається

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						84
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

використання ручного керування. Це забезпечує локалізацію аварійних ситуацій і обмеження їх розвитку.

З огляду на низьку електропровідність нафтопродуктів, під час їх транспортування можливе накопичення зарядів статичної електрики, що створює додаткову небезпеку займання. Для її усунення передбачено заземлення всіх металевих елементів обладнання, трубопроводів, ємностей і конструкцій, а також нейтралей силових трансформаторів.

Система заземлення реалізується із використанням природних і штучних заземлювачів. Як природні заземлювачі використовуються металеві та залізобетонні конструкції, що мають контакт із ґрунтом, зокрема фундаменти будівель і опори естакад. Штучні заземлювачі виконуються у вигляді контурів навколо окремих споруд із застосуванням вертикальних електродів, з'єднаних горизонтальними сталевими смугами. Додатково передбачено контурне заземлення по периметру технологічного майданчика [41].

Для захисту персоналу від ураження електричним струмом застосовуються комплексні заходи, зокрема використання безпечних рівнів напруги, контроль стану ізоляції, обмеження доступу до струмоведучих частин, а також впровадження захисного заземлення, занулення та автоматичного відключення живлення. Обладнання, що використовується на блоці, працює при напрузі до 1000 В, а як заземлюючі елементи застосовуються сталеві труби та смуги, розміщені в ґрунті по контуру установки [40].

Спочатку визначають опір розтіканню струму одного вертикального електрода, Ом:

$$R_e = \frac{\rho}{2 \cdot \pi \cdot l} \cdot \left[\left(\ln \frac{2l}{d} \right) + \frac{1}{2} \cdot \ln \left(\frac{4t+1}{4t-1} \right) \right], \quad (5.11)$$

де ρ – питомий опір ґрунту у місці розташування заземлювачів, 700 Ом·м;

l – довжина електрода, 2,6 м;

d – діаметр електрода, 0,05 м;

t – глибина розташування середини електрода від поверхні землі, м;

$$t = t_0 + \frac{1}{2} \cdot 2,6, \quad (5.12)$$

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						85
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

де t_0 – відстань від верхньої точки заземлювача до поверхні землі, 0,5 м.

$$t = 0,5 + \frac{1}{2} \cdot 2,6 = 1,8 \text{ м}$$

$$R_e = \frac{700}{2 \cdot 3,14 \cdot 2,6} \cdot \left[\left(\ln \frac{2 \cdot 2,6}{0,05} \right) + \frac{1}{2} \cdot \ln \left(\frac{4 \cdot 1,8 + 2,6}{4 \cdot 1,8 - 2,8} \right) \right] = 218,40 \text{ м}$$

Потім підраховують попередню кількість заземлювачів:

$$n' = \frac{R_e}{R_{\text{доп}}} \quad (5.13)$$

де $R_{\text{доп}}$ – допустимий опір заземлюючого пристрою: 4 Ом для установок з напругою живлення до 1000 В.

$$n' = \frac{218,4}{4} = 54,6$$

Прийmemo попередню кількість електродів 55. Встановлюємо потрібну кількість вертикальних електродів:

$$n = \frac{n'}{\eta_e} \quad (5.14)$$

де η_e – коефіцієнт використання вертикальних електродів, який враховує обопільне екранування, 0,56 при $a=2$, тоді:

$$n = \frac{55}{0,56} = 98,2$$

Прийmemo остаточну кількість електродів 100. Знаючи кількість заземлювачів, знаходять довжину з'єднувальної штаби :

$$L = a \cdot n \cdot l, \quad (5.15)$$

де, a – значення відношення відстані між електродами до їх довжини, 2.

$$L = 2 \cdot 100 \cdot 2,6 = 520 \text{ м}$$

Опір розтіканню струму з'єднувальної штаби без урахування екранування,
Ом:

$$R_{\text{ш}} = \frac{\rho}{2 \cdot \pi \cdot L} \cdot \ln \frac{2 \cdot L^2}{b \cdot t_0} \quad (5.16)$$

де b – ширина з'єднувальної штаби, 0,05 м.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		86

$$R_{\text{ш}} = \frac{700}{2 \cdot 3,14 \cdot 520} \cdot \ln \frac{2 \cdot 520^2}{0,05 \cdot 0,5} = 3,62 \text{ Ом}$$

Останнім визначають загальний опір заземлюючого пристрою R_z , який складається із опору вертикальних електродів та опору з'єднувальної штаби, Ом:

$$R_{\text{заг}} = \frac{R_e \cdot R_{\text{ш}}}{R_e \cdot \eta_{\text{ш}} + R_{\text{ш}} \cdot \eta_e \cdot n} \quad (5.17)$$

де $\eta_{\text{ш}}$ – коефіцієнт використання з'єднувальної штаби, 0,23.

η_e - коефіцієнт використання вертикальних електродів, який враховує, 0,52;

$$R_{\text{заг}} = \frac{218,4 \cdot 3,62}{218,4 \cdot 0,23 + 3,62 \cdot 0,52 \cdot 100} = 3,316 \text{ Ом}$$

Отримане значення загального опору не перевищує допустимого та нормативних значень [41].

З метою запобігання накопиченню зарядів статичної електрики передбачено комплекс технічних заходів, зокрема заземлення всіх струмопровідних частин обладнання та металевих конструкцій із забезпеченням опору заземлювального пристрою не більше 100 Ом. .

Передбачено також заходи щодо відведення статичних зарядів, які можуть накопичуватися на персоналі. Це дозволяє знизити ризик займання або вибуху горючих сумішей, а також усунути шкідливий вплив електростатичних явищ на людину. До основних засобів захисту належать улаштування струмопровідних підлог або заземлених робочих зон і майданчиків, заземлення металевих елементів, з якими контактує персонал (ручок, поручнів, органів керування), а також використання спеціального антистатичного взуття та одягу.

Технологічні об'єкти, виробничі будівлі, а також приміщення операторної та компресорної і зони перебування персоналу в межах небезпечної території оснащені системами оповіщення про аварійні ситуації, що забезпечують своєчасне інформування персоналу.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						87
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Оскільки технологічний процес здійснюється у герметичних системах, вплив шкідливих речовин можливий переважно лише у разі аварійних витоків або розливів. У зв'язку з цим у робочих зонах передбачено безперервний контроль складу повітря за допомогою автоматичних газоаналізаторів, що визначають концентрації токсичних компонентів і довибухонебезпечні рівні горючих газів, із формуванням сигналізації при перевищенні встановлених гранично допустимих значень [47].

В приміщенні компресорної передбачається механічна вентиляція . Кількість повітря, яке необхідно вивести з приміщення для створення концентрації воденьвмісного газу не вище ГДК розраховується за формулою:

$$W = \frac{q \cdot 10^6}{\text{ГДК}}, \quad (5.18)$$

де, W – об'ємна швидкість повітря, м³/год;

g – кількість воденьвмісного газу, які виділяються в приміщення, кг/год;

ГДК – гранично допустима концентрація во за санітарними нормами, 300 мг/ м³;

Кількість парів пропану, що виділяється в приміщення, розраховується за формулою:

$$q = \eta \cdot C \cdot V_a \cdot \sqrt{\frac{M}{T}}, \quad (5.19)$$

де, η – коефіцієнт запасу, 2;

c – коефіцієнт, який характеризує залежність витікання від тиску в середині апарату (0,1 МПа), 0,121 ;

M – молекулярна маса пропану, 44,1;

T – абсолютна температура середовища в апараті, 378К

V_a – внутрішній сумарний об'єм апаратури і комунікацій;

$$V_a = 2l \frac{\pi D^2}{4} \cdot n, \quad (5.20)$$

де l – відстань від стіни до компресору, 1,5 м;

D – діаметр труби, 0,3 м;

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						88
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

n – кількість насосів, 8;

$$V_a = 2 \cdot 1,5 \frac{3,14 \cdot 0,3^2}{4} \cdot 3 = 1,695 \text{ м}^3$$

$$q = 2 \cdot 0,121 \cdot 1,695 \cdot \sqrt{\frac{44,1}{378}} = 0,140 \text{ кг/год}$$

$$W = \frac{0,140 \cdot 10^6}{300} = 467 \text{ м}^3/\text{год}$$

Для забезпечення вентиляції передбачено встановлення відцентрового вибухозахищеного вентилятора типу ВЦ 4-70 з робочими параметрами: номер 2,5, продуктивність близько 700 м³/год, повний тиск 18 мм вод. ст., частота обертання 1500 об/хв; привід здійснюється електродвигуном типу 4АА56А4 потужністю 0,12 кВт [43].

Обслуговуючий персонал забезпечується засобами індивідуального захисту, зокрема фільтруючими протигазами відповідних марок та спеціальним одягом; у приміщенні операторної передбачено резервний аварійний комплект ЗІЗ.

Для зниження впливу шуму постійні робочі місця винесені в операторну, тоді як працівники, що перебувають у виробничій зоні тимчасово, використовують засоби захисту органів слуху.

З метою запобігання термічним ураженням усе технологічне обладнання та трубопроводи ізолюються; у зонах, де температура поверхонь перевищує 65 °С, встановлюються захисні огороження. Для безпечного обслуговування апаратів і трубопровідної арматури передбачені стаціонарні майданчики, маршові сходи та, за необхідності, драбини.

Усі рухомі елементи обладнання оснащуються захисними кожухами для виключення травмування персоналу. Територія установки забезпечується достатнім освітленням у темний час доби, що знижує ризик виробничого травматизму. Для освітлення майданчика застосовуються прожектори типу Н001В–500–01 із джерелами світла Г–500, які забезпечують світловий потік порядку 8300 лм [43].

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		89

Необхідна кількість прожекторів визначається з формули:

$$N = \frac{E \cdot S \cdot K \cdot m}{F \cdot \eta}, \quad (5.21)$$

де E – нормативна освітленість виробничих майданчиків для IX розряду зорових робіт, 50 лк;

S – площа майданчику, 1152 м²;

K – коефіцієнт запасу, 1,3;

m – коефіцієнт розсіювання, приймаємо 1,15

F – світловий потік однієї лампи, 8300 лм;

η – коефіцієнт корисної дії прожектора, 0,75.

Для площадки необхідна кількість прожекторів:

$$N = \frac{50 \cdot 1152 \cdot 1,3 \cdot 1,15}{8300 \cdot 0,75} = 13,8$$

Встановлюється 14 прожекторів типу Н001В–500–01 із джерелом світла Г–500. Передбачено аварійне освітлення, яке забезпечує продовження роботи при раптовому відключенні основного освітлення. Відмова робочого освітлення та пов'язані з цим порушення нормативної експлуатації обладнання можуть призвести до вибухів, пожеж, отруєнь персоналу, тривалих зупинок технологічного процесу, а також підвищення ризику травматизму в зонах масового перебування людей.

Мінімальна освітленість робочих поверхонь, що обслуговуються в аварійному режимі, має становити не менше 5% від рівня загального робочого освітлення, але не нижче 2 лк у внутрішніх приміщеннях. Світильники аварійного освітлення повинні мати конструктивні відмінності від світильників робочої системи (тип, габарити, спеціальне маркування) [43].

Для запобігання сторонньому втручанню територія підприємства обладнана комплексом охоронних та профілактичних заходів. Вона огорожена залізобетонним парканом із встановленим на ньому колючо-стрічковим загородженням.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						90
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

5.5 Протипожежні заходи

Залежно від властивостей горючої речовини займання на установці може бути ліквідоване одним або кількома із таких способів: ізоляцією зони горіння від доступу кисню або зниженням його концентрації; охолодженням осередку до температури нижче температури займання; механічним впливом; видаленням горючої речовини або перекриттям шляхів її надходження в зону горіння; інгібуванням хімічних реакцій у полум'ї [44].

Засоби пожежогасіння є технічними та організаційними рішеннями для ліквідації пожежі різними методами. На об'єкті впроваджено комплексну систему активного протипожежного захисту, яка включає: автоматичну пожежну сигналізацію; систему оповіщення персоналу; систему водяного зрошення (охолодження) технологічного обладнання; систему пінного пожежогасіння; систему парового пожежогасіння та парових завіс; протипожежний водопровід; первинні засоби пожежогасіння.

Для гасіння пожежі на блоці ізомеризації застосовуються лафетні стволи, що працюють як від системи протипожежного водопроводу, так і від кільцевого трубопроводу пінного розчину; водяні завіси через кільця зрошення для охолодження обладнання; пожежні гідранти; протипожежні водойми; системи пінного та парового пожежогасіння; первинні засоби пожежогасіння (вогнегасники, ящики з піском та інше) [46].

З метою забезпечення пожежної безпеки на блоці ізомеризації передбачено комплекс організаційних і технічних заходів, спрямованих на попередження аварійних ситуацій, забезпечення готовності до них і оперативне реагування. Зазначені заходи враховують можливий характер і масштаб аварій, а також спрямовані на мінімізацію ризиків для персоналу та обладнання.

Для зниження вибухонебезпечності та локалізації можливих наслідків аварій технологічна установка поділена на 11 функціональних блоків, серед яких виділено блоки різних категорій небезпеки. У кожному з них передбачено відсічну арматуру, засоби контролю та керування, а також системи

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						91
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

протиаварійного захисту, що забезпечують обмеження розвитку аварійних ситуацій і підвищення загального рівня безпеки [44].

Технологічні процеси організовані з урахуванням вимог пожежо- та вибухобезпеки, а також екологічної безпеки. Видалення горючих газів і парів здійснюється шляхом їх відведення у факельні системи, що виключає їх накопичення в робочій зоні.

Для розрахунку первинних засобів пожежогасіння використовується формула загальної кількості із співвідношення загальної площі приміщення до нормативних значень:

$$n = \frac{S_{\text{заг}}}{S_n} \quad (5.22)$$

де $S_{\text{заг}}$ – сумарна площа приміщень усіх поверхів будівлі, 648 м^2 ;

S_n – нормативна площа, 100 м^2 для горючих рідин, що не розчиняються і не взаємодіють з водою;

$$n = \frac{648}{100} = 6,48$$

Приймаємо 7 комплектів. Кожен комплект первинних засобів пожежогасіння складається з вогнегасника типу ВВК-5, ящика з піском і лопати та повсті, кошми або азбестового полотна [46].

Протипожежне водопостачання промислових підприємств здійснюється системою протипожежного водопроводу.

Об'єм будівлі складає:

$$V = a \cdot b \cdot h, \quad (5.23)$$

де a – довжина будівлі, 36 м;

b – ширина будівлі, 18 м;

h – висота будівлі, 7,2 м;

$$V = 36 \cdot 18 \cdot 7,2 = 4665,6 \text{ м}^3$$

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						92
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Необхідний запас води повинен складати, м³:

$$Q = 3600 \cdot \tau \cdot q, \quad (5.24)$$

де τ – середній час гасіння пожежі, 3 години;

q – загальна витрата води, л·с⁻¹

$$q = q_{зовн} + q_{вн} + q_{авт} \quad (5.25)$$

де $q_{зовн}$ – витрата води на зовнішнє пожежогасіння, 10 л·с⁻¹;

$q_{вн}$ – витрата води на внутрішнє пожежогасіння, 2*2.5 л·с⁻¹;

$q_{авт}$ – витрата води на автоматичні установки пожежогасіння (спринклерні або дренчерні), 30 л·с⁻¹.

$$q = 10 + (2 \cdot 2,5) + 30 = 45 \text{ л} \cdot \text{с}^{-1}$$

$$Q = 3600 \cdot 3 \cdot 45 = 486\,000 \text{ л} = 486 \text{ м}^3$$

Отже, для протипожежного водопостачання потрібно 486 м³ води для гасіння ймовірної пожежи.

У цьому розділі встановлено, що проєктований блок ізомеризації є вибухонебезпечним об'єктом I класу небезпеки, функціонування якого пов'язане з обігом горючих газів, легкозаймистих рідин і токсичних речовин за умов підвищених тисків і температур. Аналіз умов експлуатації показав, що основними ризиками є розгерметизація апаратури та трубопроводів із подальшим утворенням вибухонебезпечних парогазових сумішей, виникнення пожеж унаслідок наявності джерел запалювання, токсичний вплив шкідливих речовин на персонал, а також дія супутніх небезпечних факторів — шуму, вібрації, підвищених температур, електричного струму та статичної електрики. Проведена оцінка можливих наслідків аварій підтверджує високий рівень потенційної небезпеки, включаючи значні руйнування та загрозу для життя персоналу [44].

Для забезпечення належного рівня безпеки в проєкті реалізовано системний підхід, який поєднує технічні, організаційні та інженерні заходи. Ключову роль відіграє автоматизована система керування технологічним процесом, яка

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						93
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

забезпечує безперервний контроль параметрів, раннє виявлення відхилень та автоматичне переведення установки в безпечний стан за рахунок систем аварійного відключення. Застосування швидкодіючої відсічної арматури дозволяє локалізувати аварійні ділянки та запобігти розвитку аварій за лічені секунди. Дистанційне керування мінімізує перебування персоналу в небезпечних зонах, що суттєво знижує ймовірність ураження.

Особливу увагу приділено вибухо- та пожежобезпеці. Передбачено використання вибухозахищеного електрообладнання, організацію ефективного заземлення та занулення всіх металевих елементів, що виключає накопичення статичних зарядів і утворення іскри. Система газоаналізу забезпечує постійний контроль концентрацій горючих і токсичних компонентів у повітрі робочої зони з автоматичною сигналізацією при перевищенні допустимих значень. Для видалення небезпечних парів і газів передбачено вентиляційні системи, розраховані на забезпечення концентрацій нижче гранично допустимих [46].

Протипожежний захист реалізовано у вигляді багаторівневої системи, що включає автоматичну пожежну сигналізацію, системи водяного охолодження обладнання, пінного та парового пожежогасіння, а також протипожежний водопровід і резерв води, достатній для ліквідації пожежі розрахункової тривалості. Додатково застосовуються первинні засоби пожежогасіння, лафетні стволи, гідранти та водяні завіси, що забезпечують локалізацію і гасіння пожеж на початкових стадіях. Відведення горючих газів у факельну систему запобігає їх накопиченню в робочих зонах [41].

З метою захисту персоналу передбачено використання засобів індивідуального захисту, включаючи спеціальний одяг, протигази та засоби захисту органів слуху. Конструктивні рішення спрямовані на мінімізацію травматизму: теплоізоляція обладнання, огороження рухомих частин, облаштування безпечних майданчиків і сходів, достатній рівень освітлення, у тому числі аварійного. Для зниження впливу шкідливих факторів постійні робочі місця винесені в операторну [47].

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						94
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Організаційні заходи включають регламентацію проведення ремонтних і вогневих робіт, контроль технічного стану обладнання, навчання персоналу діям у надзвичайних ситуаціях, впровадження систем оповіщення та планів евакуації. Територія об'єкта зонована, обладнана транспортною та пішохідною інфраструктурою, а також засобами обмеження доступу сторонніх осіб.

Таким чином, передбачений у проєкті комплекс заходів забезпечує всебічний захист від основних виробничих небезпек, знижує ймовірність виникнення аварій та обмежує масштаби їх наслідків. Реалізація технічних рішень у поєднанні з організаційними заходами створює ефективну систему управління безпекою, яка відповідає вимогам нормативних документів і забезпечує надійний захист персоналу, обладнання та навколишнього середовища як у штатних умовах, так і при надзвичайних ситуаціях.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						95
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

6. ОРГАНІЗАЦІЙНО-ЕКОНОМІЧНА ЧАСТИНА

У дипломному проєкті розглядається блок виробництва високооктанового бензинового компонента шляхом ізомеризації фракції C_5-C_6 . Проєктна продуктивність установки становить 300 тис. тонн на рік.

З розвитком машинобудування зросли вимоги до експлуатаційних характеристик моторних палив, зокрема бензину. Це зумовило необхідність створення нафтопереробних компонентів із підвищеною детонаційною стійкістю. До таких належать ізомери пентан-гексанових вуглеводнів, ароматичні сполуки та продукти алкілування. Для отримання ізомерів пентан-гексанового ряду на НПЗ застосовують установку ізомеризації фракції C_5-C_6 .

Як сировину процесу використовують прямогонну фракцію з температурним інтервалом 62–85 °C або риформат із блоку риформінгу після вилучення ароматичних вуглеводнів.

У процесі виробництва високооктанового компонента бензину (ізомеризату) застосовується алюмоплатиновий каталізатор компанії Honeywell.

Вихідними даними для виконання економічних розрахунків є матеріальний баланс блоку ізомеризації фракції C_5-C_6 (табл. 2.1).

6.1 Розрахунок виробничої програми блоку з випуску продукції.

Виробнича програма блоку в натуральному і вартісному виразі (табл. 6.1) розраховується на основі складання матеріального балансу, розрахованого у спеціальній частині дипломного проєкту (табл. 2.1).

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						96
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 6.1 – Матеріальний баланс блоку ізомеризації парафінових вуглеводнів C₅ – C₆.

Статті	%, мас.	т/рік	т/добу	кг/год
Надійшло				
Сировина	100	300000	909,09	37878,78
ВВГ	5,042	4537,81	13,75	572,95
Всього	105,042	304537,81	922,84	38451,73
Отримано				
Ізомеризат	100,147	300132,35	909,49	37895,49
Газ стабілізації	4,517	4065,12	12,32	513,27
Витрати	0,378	340,33	1,031	42,97
Всього	105,042	304537,81	922,84	38451,73

Таблиця 6.2 – Виробнича програма цеху з випуску товарної продукції

Найменування продукції	Натуральна одиниця виміру	Річний випуск продукції в натуральному виразі	Оптова ціна за одну натуральну одиницю продукції, грн/т	Вартість річного обсягу товарної продукції, тис. грн
Ізомеризат	т	300132,35	50000	15 006 617, 5

6.2 Розрахунок показників роботи обладнання.

Матеріальний баланс виробництва складався у вигляді таблиці на основі потужності блоку ізомеризації та кількості робочих 340 днів (враховуючи тривалість ремонту). Графік роботи безперервний, три зміни.

Виходячи з прийнятого для цеху режиму роботи, розраховується річний ефективний фонд часу роботи основного технологічного устаткування – $T_{\text{еф}}$:

$$T_{\text{еф}} = (T_{\text{к}} - T_{\text{в}} - T_{\text{св}}) * t_{\text{зм}} * n_{\text{зм}} - T_{\text{тпн}} - T_{\text{пзр}}, \quad (6.1)$$

де, $T_{\text{к}}$ – річний календарний фонд часу, 340 днів;

$T_{\text{в}}$ – кількість вихідних днів протягом року, 81;

$T_{\text{св}}$ – кількість святкових днів протягом року, 10;

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		97

$T_{зм}$ – тривалість робочої зміни, обумовлена графіком роботи підприємства, годин на день, 12 годин;

$N_{зм}$ – кількість робочих змін на добу, встановлена за графіком роботи підприємства, 3 зміни;

$T_{тпп}$ – технологічно неминучі перерви в роботі основного устаткування, годин на рік (24 години)

$T_{пзр}$ – час простою основного устаткування у планово-запобіжних ремонтах, годин на рік (528 годин)

$$T_{эф} = (340-81-10)*8*3-24-528 = 5424$$

Знаючи годинну продуктивність устаткування та фонд часу його ефективної роботи протягом року, розраховуємо необхідну для виконання виробничої програми кількість його одиниць – N :

$$N = Q / (P * T_{эф}) \quad (6.2)$$

де Q – річний обсяг виробництва продукції в натуральному вираженні відповідно до встановленої виробничої програми, 270000 нат. одиниць;

P – паспортна годинна продуктивність устаткування, нат. одиниць, 34,101 т/год.

$$N = 270000 / (37,9 * 5424) \approx 1,4$$

За отриманим результатом розрахунків необхідної кількості устаткування визначається виробнича потужність блоку – Π :

$$\Pi = N * P * T_{эф} \quad (6.3)$$

$$\Pi = 1,4 * 37,9 * 5424 = 287797,44 \text{ т/рік}$$

Ступінь сформованості виробничої програми слід оцінити за коефіцієнтом використання виробничих потужностей підприємства ($K_{вп}$) за формулою:

$$K_{вп} = Q / \Pi \quad (6.4)$$

$$K_{вп} = 270000 / 287797,44 = 0,94 \%$$

Для оцінки ефективності використання виробничого обладнання при виготовленні певного виду продукції необхідно обчислити коефіцієнт екстенсивного використання обладнання ($K_{екс}$), коефіцієнт інтенсивного

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						98
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

використання обладнання ($k_{\text{ИИТ}}$), інтегральний коефіцієнт ($k_{\text{ИИТЕГР}}$) та резерв потужності ($R_{\text{П}}$) [48].

Коефіцієнт екстесивності – коефіцієнт використання устаткування за часом:

$$k_{\text{ЕКС}} = T_{\text{еф}}/T_{\text{реж}} , \quad (6.5)$$

де, $T_{\text{реж}}$ – режимний простій, 5976

$$k_{\text{ЕКС}} = 5424/5976 = 0,91\%$$

$P_{\text{ф}}$ – фактична потужність одиниці обладнання за годину (або за один цикл для періодичної дії).

$$P_{\text{ф}} = Q/(N \cdot T_{\text{еф}}) \quad (6.6)$$

$$P_{\text{ф}} = 270000/(1,4 \cdot 5424) = 35,56$$

Коефіцієнт інтенсивного використання обладнання:

$$k_{\text{ИИТ}} = P_{\text{ф}}/P \quad (6.7)$$

$$k_{\text{ИИТ}} = 35,56/37,9 = 0,94\%$$

Інтегральний коефіцієнт:

$$k_{\text{ИИТЕГР}} = k_{\text{ЕКС}} \cdot k_{\text{ИИТ}} \quad (6.8)$$

$$k_{\text{ИИТЕГР}} = 0,91 \cdot 0,94 = 0,86\%$$

Резерв потужності:

$$R_{\text{ф}} = (1 - k_{\text{ИИТЕГР}}) \cdot 100 \quad (6.9)$$

$$R_{\text{ф}} = (1 - 0,86) \cdot 100 = 14\%$$

6.3 Розрахунок капітальних інвестицій в реконструкцію (модернізацію) блоку та амортизації.

Потреба в капітальних вкладеннях визначає вартість основних фондів, необхідних для виробництва продукції, передбаченої виробничою програмою цеху: будинків, споруджень, передавальних пристроїв, робочих машин і устаткування, підйомно-транспортних засобів та ін. Амортизація основних виробничих фондів (ОВФ) – метод включення вартості ОВФ у витрати на вироблену продукцію й наступне використання цих засобів для відшкодування ОВФ [48].

Сума інвестицій в проект блок ізомеризації в умовах діючого

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						99
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

підприємства визначено за ринковими цінами. До вказаних в прейскурантах цін також додано витрати на транспортно-заготівельні, монтажні та пусконаладжувальні роботи, що дало можливість розрахувати первісну вартість основних засобів згідно вимог бухгалтерського обліку.

Основні засоби по групах розподілені відповідно до Податкового Кодексу України. Амортизація нараховується прямолінійним методом [49].

Річна сума амортизаційних відрахувань (A_i) розрахована на підставі даних про вартість основних засобів певної групи (F_i) та встановленого для цієї групи мінімально допустимого строку корисного використання ($T_{\text{кв}}$) у роках за формулою [48]:

$$A_i = \frac{F_i}{T_{\text{кв}}}, \quad (6.10)$$

де, i – групи основних засобів підприємства.

Річна сума амортизації (A) дорівнює сумі амортизації всіх груп основних фондів:

$$A = \sum A_i, \text{ грн} \quad (6.11)$$

Результати розрахунків занесено у таблицю 6.3.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						100
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 6.3 – Розрахунок суми капітальних вкладень й амортизаційних відрахувань.

Група та вид основних засобів, тип, марка	Кількість	Первісна вартість одиниці основних засобів, тис. грн	Сума, тис. грн	Строк корисного використання об'єкта основних засобів (Т _{кв}) років	Річна сума амортизації (А), тис. грн
1	2	3	4	5	6
Група 3 (будівлі, споруди, передавальні пристрої)					
1. Операторна	1	36000	36000	20	7200
2. Склад	3	10000	10000	20	6000
3. Підстанція	1	18000	18000	20	3600
4. Компресорна	1	16000	16000	15	2400
5. Насосна	1	17000	17000	15	2550
6. Підстанція КВО	1	17000	17000	15	2550
7. Аналізаторна	1	16500	16500	15	2475
8. Трубопроводи	28	1300	36400	10	3640
Усього група 3	37	131800	186900	X	30415
Група 4 (машини та обладнання)					
1. Силлові машини та устаткування	7	56000	392000	2	7840
2. Робочі машини та устаткування	16	12000	192000	2	3840
3. Вимірювальні та регулюючі прилади і пристрої	55	700	38500	2	770
Усього група 4	78	68700	622500	X	12450

Продовження таблиці 6.3

1	2	3	4	5	6
Група 5					
1. Транспортні засоби	5	550	2750	5	137,5
Усього група 5	5	550	2750	X	137,5
Група 6 (інструмент, інвентар)					
1. Меблі	20	14	280	4	11,2
2. Робочий інструмент	10	12	120	4	4,8
Усього група 6	30	26	400	X	16
Разом зі всіма групами	150	201076	812550	X	43018,5

6.4 Обґрунтування чисельності персоналу блоку та розрахунок фонду оплати праці.

Чисельність персоналу блоку визначається особливостями техніки, технології, організації праці і виробництва. Сукупність вказаних чинників знаходить конкретне віддзеркалення у виробничій структурі блоку.

Розрахунок чисельності персоналу починають із складання балансу робочого часу одного облікового працівника, виходячи з графіку його роботи, тобто розраховують ефективний фонд роботи одного облікового працівника (ТЕФ) за формулою:

$$T_{\text{еф}} = (D_K - D_C - D_B - D_{\text{відп}} - D_{\text{хв}} - D_{\text{до}} - D_{\text{щп}} - D_{\text{ув}}) \cdot T_{\text{зм}} \quad (6.12)$$

де, D_K – календарний період, 340 днів ;

D_C – кількість часу, який припадає на святкові дні 10днів;

D_B – кількість часу, який припадає на вихідні , 81 день;

$D_{\text{відп}}$ – тривалість відпустки працівника (24 календарних дня);

$D_{\text{хв}}$ – відсутність працівника через хворобу (не більше 4 днів);

$D_{\text{до}}$ – виконання державних обов'язків (1 день);

$D_{\text{щп}}$ – цілодобові простої (1 день);

$D_{\text{ув}}$ – період учбової відпустки (1 день).

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		102

За результатами обчислення ефективного річного фонду роботи облікового працівника складається баланс робочого часу у вигляді таблиці 6.4

Найменування	Дні	Години
Календарний фонд робочого часу	365	2920
Вихідні	104	832
Номінальний фонд робочого часу	261	2088
Невихід на роботу:		
- Чергова відпустка	24	192
- Тимчасова відпустку	4	32
- Відпустку через хворобу	5	40
- Виконання державних обов'язків	1	8
Всього невиходів	34	272
Ефективний фонд робочого часу	227	1816

Режим роботи блоку - безперервний. Робота здійснюється трьома восьмивартовими змінами.

На підставі даних балансу робочого часу визначаємо коефіцієнт облікового складу:

$$K_{oc} = T_{ном} / T_{ef} \quad (6.13)$$

$$K_{oc} = 249/218 = 1,142$$

На апаратурних і агрегатних роботах чисельність основних робітників, визначається за нормами обслуговування:

$$Ч_{об} = ((N * n_{зм}) / H_o) * K_{oc} \quad (6.14)$$

$$Ч_{обл} = ((2 * 3) / 1) * 1,142 = 7 \text{ осіб.}$$

де, H_o – норма обслуговування, тобто кількість одиниць устаткування, яке має обслуговуватися одним робітником або бригадою робітників.

При безперервному графіку роботи підприємства (як правило 4-х бригадному, 3-х змінному) до розрахованої у такий спосіб облікової чисельності додається чисельність ще однієї бригади робітників.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						103
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 6.5 - Розрахунок чисельності основних виробничих робітників.

Найменування професій працівників	Розряд	Наявна кількість людей, чол.		Обліковий коефіцієнт, К _{об}	Облікова чисельність людей, чол.
		За зміну	За добу		
1	2	3	4	5	6
Старший оператор	6	1	3	1,142	4
Оператор	5	3	9	1,142	10
Оператор	4	3	9	1,142	10
Всього	-	7	21		24

Таблиця 6.6 - Розрахунок чисельності керівників і фахівців та службовців.

Назва посад	Явочна чисельність, осіб		Облікова чисельність людей, осіб
	зміна	доба	
1. Керівники	1	1	1
2. Фахівці	1	1	1
3. Технічні службовці	2	2	2
Разом	4	4	4

Розрахунок річного фонду заробітної плати (грн/рік) здійснюється за професійними групами персоналу, виходячи із середньомісячної заробітної плати.

Фонд заробітної плати для окремої професійно-кваліфікаційної групи персоналу визначають за формулою:

$$\Phi_{зпр} = ЗП_{срміс} * Ч_{об} * T \quad (6.15)$$

Результати розрахунків чисельності промислово-виробничого персоналу цеху заносять у таблицю.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						104
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 6.7 – Розрахунок річного фонду заробітної плати робітників.

Групи персоналу і професій	Середньомісячна зарплата, грн/міс.	Облікова чисельність, осіб	Місяців за рік	Річний фонд зарплати, грн/рік
Основні робітники				
Старший оператор 6 розряду	35000	4	12	1 680 000
Оператор 5 розряду	30000	10	12	3 600 000
Оператор 4 розряду	26000	10	12	3 120 000
Робітники з обслуговування, експлуатації та контролювання за роботою технологічного устаткування, складання устаткування та машин				
Машиніст насосів	23000	9	12	2 484 000
Машиніст компресорів	25000	9	12	2 700 000
Найпростіші професії				
Лаборант	22000	1	12	264 000
Прибиральниця	15000	1	12	180 000
Всього:		44	X	14 028 000

Таблиця 6.8 – Розрахунок річного фонду заробітної плати керівників, фахівців та службовців.

Групи персоналу і професії	Середньомісячна зарплата, грн./міс	Облікова чисельність,	Місяців за рік	Річний фонд зарплати, грн./рік
Керівники	42000	1	12	504 000
Фахівці	33000	1	12	396 000
Технічні службовці	35000	2	12	420 000
Всього:		4		1 320 000

Фонд оплати праці персоналу на підприємстві складається з фонду заробітної плати робітників, керівників, фахівців і технічних службовців:

$$\Phi_{\text{ЗП}} = \Phi_{\text{зпр}} + \Phi_{\text{зпкфс}} \quad (6.16)$$

$$\Phi_{\text{ЗП}} = 14\,028\,000 + 1\,320\,000 = 15\,348\,000 \text{ грн/рік}$$

Після розрахунку фонду оплати праці підприємства визначають середню заробітну плату за місяць за формулою:

$$\Phi = \Phi_{\text{ЗП}} / 12 * 48 \quad (6.17)$$

$$\Phi = 15\,348\,000 / 12 * 48 = 26645,83 \text{ грн/міс}$$

6.5 Розрахунок собівартості продукції

Важливим показником ефективності виробництва є собівартість.

Відображаючи рівень витрат на виробництво, собівартість комплексно характеризує ступінь використання усіх ресурсів підприємства, а значить, і рівень техніки, технології та організації виробництва. Чим краще працює підприємство, інтенсивніше використовує виробничі ресурси, успішніше удосконалює техніку, технологію та організацію виробництва, тим нижча собівартість продукції.

Для визначення величини та складу витрат на виробництво продукції розраховується калькуляція собівартості, представлено в таблиці 6.8

Обсяг виробництва за рік: 300 000 т.

Таблиця 6.9 – Калькуляція собівартості продукції.

№ п/п	Найменування статей затрат	Од. вим.	Ціна за одиницю ресурсів, грн	Витрати	
				На річний випуск	
				у натуральному вираженні	сума, грн
1	Сировина та матеріали				
	Фракція С ₅ - С ₆	т	38000 *	300 000	11 400 000 000
2	Допоміжні матеріали				
	Каталізатор UOP I-82	т	6 300 000	38, 83	244 629 000
	Разом (статті 1-2)			338 830	11 644 629 000
3	Електроенергія	кВт*год	9,6	137 000	1 315 200
4	Вода	м ³	71,96	150 000	10 794 000
	Разом (статті 3-4)				12 109 200
5	Заробітна плата основних виробничих робітників (прямі витрати на оплату праці)				14 028 000
6	Інші прямі витрати				
6.1	Відрахування від заробітної плати основних виробничих робітників				3 086 160

Продовження таблиці 6.9

№ п/п	Найменування статей затрат	Од. вим.	Ціна за одиницю ресурсів, грн	Витрати	
				На річний випуск	
				у натуральному вираженні	сума, грн
6.2	Амортизація активної частини основних засобів				43 018 500
7	Загальновиробничі витрати, в тому числі:				
7.1	Витрати на підготовку та освоєння виробництва				2 746 094
7.2	Витрати на утримання та експлуатацію обладнання				39 275 950
7.3	Витрати на управління виробництвом				1 358 458
7.4	Витрати на обслуговування виробничого процесу				2 932 831
7.5	Інші загальновиробничі витрати				9 239 783
	Виробнича собівартість				11 772 423 976
8	Адміністративні витрати				5 849 260
9	Витрати на збут				11 698 560
	Інші операційні витрати				8 773 920
	Повна собівартість				11 798 754 716

* - ціноутворення на сировину обумовлено біржовою ціною на нафту марки WTI станом на 23.04.2026 (ціна за барель – 91,5 доларів США), формула

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						108
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ціноутворення приведена нижче:

$$\text{Ц} = \left(\left(\frac{\text{Т}}{V_6 \cdot \rho_n} \cdot \text{Ц}_6 \right) \cdot \text{Ц}_д \right) \cdot K_{об} , \quad (6.18)$$

де Ц – ціна сировини, грн/т;

Т – маса тони, кг;

V_6 – об'єм бареля, 159 л;

ρ_n - густина нафти, 0,8 г/см³;

Ц_6 – ціна одного бареля, 91,5 доларів США;

$\text{Ц}_д$ – ціна одного долара США на Міжбанківській біржі, 44 грн;

$K_{об}$ – коефіцієнт попередньої обробки сирої нафти, 1,2.

$$\text{Ц} = \left(\left(\frac{1000}{(159 \cdot 0,8)} \cdot 91,5 \right) \cdot 44 \right) \cdot 1,2 \approx 38000 \frac{\text{грн}}{\text{т}}$$

Статті 1÷4: для того щоб знайти загальні витрати на основну сировину та матеріали та енергію в собівартості продукції – виробничі запаси (C_{CM}), необхідно скористатися формулою:

$$C_{CM} = Q_{\phi} * \sum H_{CMi} * \text{Ц}_{CMi} , \quad (6.19)$$

де H_{CMi} – норми витрат виробничих запасів на виробництво продукції, в натуральних одиницях (тонна);

Ц_{CMi} – ціна одиниці сировини чи матеріалів, грн./т;

Q_{ϕ} – обсяг виробництва продукції в натуральних одиницях (тоннах), тобто виробнича програма підприємства.

Стаття 5 «Заробітна плата основних виробничих робітників (прямі витрати на оплату праці)» – дані таблиці 6.7.

Стаття 6 «Інші прямі витрати»:

6.1 Для розрахунку статті «Відрахування від заробітної плати основних виробничих робітників» необхідно обчислити єдиний соціальний внесок (22% від нарахованої суми зарплати) [49];

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						109
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

6.2 «Амортизація активної частини основних засобів» (згідно з Податковим Кодексом України: група 4 (машини та обладнання), група 5 (транспортні засоби), група 6 (інструмент, інвентар)) [49].

До складу статті 7 «Загальновиробничі витрати» (згідно з Положенням (Стандартом) бухгалтерського обліку № 16 «Витрати») відносять:

7.1 Витрати на вдосконалення технології й організації виробництва (оплата праці та відрахування на соціальні заходи працівників, зайнятих удосконаленням технології й організації виробництва, поліпшенням якості продукції, підвищенням її надійності, довговічності, інших експлуатаційних характеристик у виробничому процесі; витрати матеріалів, купівельних комплектуючих виробів і напівфабрикатів, оплата послуг сторонніх організацій тощо приймається за даними базового підприємства [49].

7.2 «Витрати на утримання, експлуатацію та ремонт, страхування, операційну оренду основних засобів, інших необоротних активів загальновиробничого призначення»:

а) амортизація основних засобів загальновиробничого призначення – амортизаційні відрахування від вартості будівель та споруд (згідно з Податковим Кодексом України – група 3 – будівлі, споруди, передавальні пристрої);

б) витрати на ремонт будівель та споруд, які в цій роботі приймаються в сумі 2% від їх балансової вартості;

7.3 «Витрати на управління виробництвом»:

а) витрати на заробітну плату керівників, фахівців та технічних службовців (табл. 6) з відрахуваннями у відповідні фонди за ставкою 22% від суми нарахованої заробітної плати по даним групам персоналу;

б) витрати на охорону праці, техніку безпеки та охорону навколишнього природного середовища – у відсотках до фонду оплати праці усього персоналу цеха залежно від умов праці: нормальні – 10–15%, шкідливі – 15–20%, особливо шкідливі – 20–25% [49].

7.4 «Витрати на обслуговування виробничого процесу»:

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						110
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

а) заробітна плата допоміжного персоналу та персоналу найпростіших професій підприємства з відрахуваннями (22% від суми їх зарплати);

7.5 «Інші загальновиробничі витрати» (внутрішньозаводське переміщення матеріалів, деталей, напівфабрикатів, інструментів зі складів до цехів і готової продукції на склади; нестачі незавершеного виробництва; нестачі і втрати від псування матеріальних цінностей у цехах; оплата простоїв тощо) – розраховуються у розмірі не більше 30% суми витрат по пунктах 7.1– 7.4.

До виробничої собівартості продукції (робіт, послуг) включаються: прямі матеріальні витрати; прямі витрати на оплату праці; інші прямі витрати; загальновиробничі витрати.

Крім вищезазначених необхідно визначити такі витрати:

- адміністративні витрати як 100% від фонду заробітної плати основних виробничих робітників;
- витрати на збут як 200% від фонду заробітної плати основних виробничих робітників;
- інші операційні витрати як 150% від фонду заробітної плати основних виробничих робітників.

Сума виробничої собівартості, адміністративних витрат, витрат на збут і інших операційних витрат складають умовно повну собівартість продукції.

На підставі внесеної до табл. 6.8 інформації здійснюються аналітичні розрахунки головних витратних показників роботи підприємства:

а) наводиться перелік та обчислюється сума змінних витрат (СЗМ) у собівартості продукції за формулою:

$$C_{ЗМ} = \sum B_{zi} \quad (6.20)$$

де B_{zi} – змінні витрати на виробництво продукції, які залежать від обсягів змін виробництва продукції. До них відносять: прямі матеріальні витрати; прямі витрати на оплату праці з відрахуваннями, інші прямі витрати; змінні загальновиробничі (витрати) – статті 7.1, 7.2 б, 7.4.

$$C_{ЗМ} = 11\,400\,000\,000 + 2\,764\,094 + 785\,519 + 2\,932\,831 = 11\,406\,482\,444 \text{ грн}$$

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						111
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

б) наводиться перелік та обчислюється сума умовно постійних витрат ($C_{уП}$) у собівартості продукції за формулою:

$$C_{уП} = \sum B_{Пі} \quad (6.21)$$

де $B_{Пі}$ – умовно-постійні витрати у собівартості продукції, які не залежать від змін обсягів виробництва продукції. До них відносять: постійні загальновиробничі (витрати) – статті 7.2 а, 7.3, 7.5; адміністративні витрати, витрати на збут, інші операційні витрати.

$$C_{уП} = 30\,415\,000 + 1\,358\,458 + 9\,239\,783 + 5\,849\,260 + 11\,698\,500 + 8\,773\,920 = 67\,334\,921$$

Після розрахунку суми змінних та умовно-постійних витрат на виробництво продукції слід обчислити їх питому вагу в загальній виробничій собівартості виробництва продукції.

На основі обчислених показників робиться висновок щодо матеріалоемності (M_E), енергоемності (E_E), зарплатоемності ($ЗП_E$) досліджуваного виробництва за формулами:

$$M_E = \sum C_{CMi} / (\Pi_{од} * Q_{Ф}) \quad (6.22)$$

$$E_E = C_E / (\Pi_{од} * Q_{Ф}) \quad (6.23)$$

$$ЗП_E = \sum ЗП_i / (\Pi_{од} * Q_{Ф}) \quad (6.24)$$

де $\sum C_{CMi}$ – сукупні витрати на сировину, матеріали, напівфабрикати, необхідні для виготовлення певної продукції (без енерговитрат);

C_E – витрати на енергію при виробництві певної продукції ;

$\sum ЗП_i$ – витрати на заробітну плату всього виробничо-промислового персоналу.

На підставі одержаної калькуляції розраховується беззбитковий обсяг виробництва (Q_B) для умов поточного економічного стану підприємства за формулою:

$$Q_B = C_{уП} / (\Pi_{од} - C_{ЗМод}) \quad (6.25)$$

$$Q_B = 67\,334\,921 / (50\,000 - 38,877) = 6,050 \text{ т.}$$

де $C_{уП}$ – сума умовно-постійних витрат на виробництво річного обсягу продукції, грн;

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						112
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$C_{ЗМод}$ – сума змінних витрат, що припадає на одиницю виробленої продукції, грн/тонну.

$$M_{\epsilon} = 11\,644\,629\,000 / (50000 \cdot 300000) = 0,77 \text{ грн/грн}$$

$$E_{\epsilon} = 12\,109\,200 / (50000 \cdot 300000) = 0,0008 \text{ грн/грн}$$

$$ЗП_{\epsilon} = 15\,348\,000 / (38000 \cdot 300000) = 0,0010 \text{ грн/грн}$$

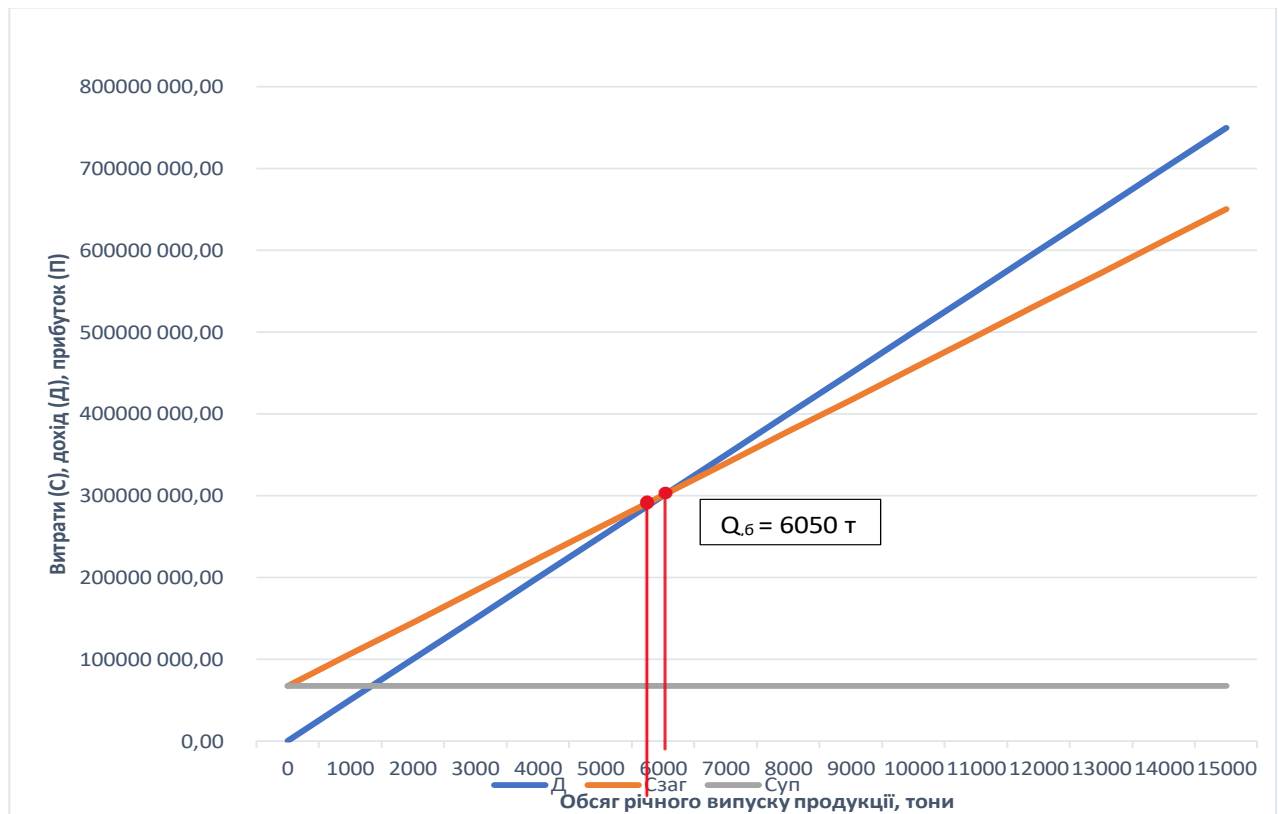


Рисунок 6.1 Діаграма визначення беззбиткового обсягу виробництва

6.6 Визначення ефективності проекту блоку.

Для оцінки ефективності проекту слід визначити наступні показники:

а) обсяг виробництва продукції в натуральному вираженні (виробнича програма підприємства) Q_{Φ} ;

б) обсяг товарної продукції підприємства ТП, яка розраховується як добуток ціни одиниці виготовленої продукції ($\Pi_{од}$) на її обсяг в натуральному вираженні Q_{Φ} ;

в) фондвіддача (f_{Φ}), яка розраховується шляхом ділення обсягів товарної продукції (ТП) на середньорічну вартість основних виробничих

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		113

засобів підприємства всіх груп ($\Phi_{\text{ср}}$), тобто за формулою:

$$f_B = \text{ТП} / \Phi_{\text{ср}} \quad (6.26)$$

$$f_B = 16\,000\,000\,000 / 441\,764\,216 = 36,21 \text{ грн/грн}$$

г) фондоємність (f_E), яка розраховується як показник, зворотний показнику фондівіддачі, тобто за формулою:

$$f_E = \Phi_{\text{ср}} / \text{ТП} \quad (6.27)$$

$$f_E = 441\,764\,216 / 16\,000\,000\,000 = 0,027 \text{ грн/грн}$$

д) собівартість обсягу виготовленої продукції $C_{\text{ЗАГ}} = 11\,798\,754\,716$ грн;

е) собівартість одиниці виготовленої продукції $C_{\text{од}} = 39329,18$ грн;

є) витрати на 1 грн. товарної продукції ($z_{\text{ТП}}$) розраховуються шляхом ділення собівартості товарної продукції ($C_{\text{ЗАГ}}$) на її обсяг (ТП), тобто за формулою:

$$z_{\text{ТП}} = C_{\text{ЗАГ}} / \text{ТП} \quad (6.28)$$

$$z_{\text{ТП}} = 11\,798\,754\,716 / 16\,000\,000\,000 = 0,74 \text{ грн/грн}$$

ж) продуктивність праці виробничих працівників ($\text{ПТ}_{\text{ПР}}$) та продуктивність праці всього виробничо-промислового персоналу ($\text{ПТ}_{\text{ВПП}}$), які розраховуються шляхом ділення виготовленої товарної продукції (ТП) на кількість виробничих працівників ($\text{Ч}_{\text{ПР}}$) чи штат виробничо-промислового персоналу ($\text{Ч}_{\text{ВПП}}$):

$$\text{ПТ}_{\text{ПР}} = \text{ТП} / \text{Ч}_{\text{ПР}} \quad (6.29)$$

$$\text{ПТ}_{\text{ПР}} = 16\,000\,000\,000 / 44 = 363\,636\,363,63 \text{ грн/люд.}$$

$$\text{ПТ}_{\text{ВПП}} = \text{ТП} / \text{Ч}_{\text{ПР}} + \text{Ч}_K \quad (6.30)$$

$$\text{ПТ}_{\text{ВПП}} = 16\,000\,000\,000 / 48 = 333\,333\,333,33 \text{ грн/люд.}$$

з) фондоозброєність праці $f_{\text{П}}$ – співвідношення активної частки середньорічної вартості основних виробничих фондів $\Phi_{\text{ср}}$ (тобто 4, 5, 6 груп основних виробничих засобів і чисельності виробничо-промислового персоналу підприємства ($\text{Ч}_{\text{ВПП}}$) – розраховується за формулою:

$$f_{\text{П}} = \Phi_{\text{ср}} / \text{Ч}_{\text{ВПП}} \quad (6.31)$$

$$f_{\text{П}} = 441\,764\,216 / 61 = 7\,242\,036,32 \text{ грн/люд.}$$

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						114
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

і) прибуток від господарської діяльності підприємства (P_{Φ}), який розраховується як різниця між обсягом товарної продукції ($T\Pi$) та її собівартістю (C_{3AG}), тобто за формулою , і потім порівнюється із запланованим прибутком ($P_{\Pi\Lambda}$):

$$P_{\Phi} = T\Pi - C_{3AG} \quad (6.32)$$

$$P_{\Phi} = 16\,000\,000\,000 - 11\,798\,754\,716 = 4\,201\,245\,284 \text{ грн}$$

к) фактична рентабельність виготовленої продукції (R_{Φ}), яка розраховується шляхом ділення фактично отриманого прибутку (P_{Φ}) на сукупні витрати на її виробництво (C_{3AG}), тобто за формулою , і потім порівнюється з нормативним рівнем рентабельності (R_H):

$$R_H = P_{\Phi} / C_{3AG} * 100\% \quad (6.33)$$

$$R_H = 4\,201\,245\,284 / 11\,798\,754\,716 * 100 = 35,60 \%$$

За даними розрахунків, складаємо підсумкову таблицю 6.9, яка характеризуватиме наслідки впровадження проекту.

Таблиця 6.9 - Зведені економічні показники

Показник	Факт	Проект	Відхилення	
			абсолютне	відносне, %
1. Обсяг виробництва продукції:				
- у натуральному вираженні, тон;	300 000	300 000	-	-
- у вартісному вираженні, грн	15 006 617 500	16 000 000 000	993 380 500	6,62
2. Собівартість товарної продукції, грн	11 627 754 716	11 798 754 716	-171 009 000	- 1,47
3. Собівартість 1 тони продукції, грн	38 759,18	39 329,18	-570	- 1,47

4. Витрати на 1 грн товарної продукції	0,73	0,74	0,01	1,36
5. Чисельність основних виробничих працівників, осіб	44	44	-	-
6. Чисельність виробничо-промислових працівників, осіб	48	48	-	-
7. Продуктивність праці основних виробничих працівників, грн/люд	341 059 488,63	363 636 363,63	22 576 875	6,62
8. Продуктивність праці виробничо-промислового персоналу, грн/люд.	312 637 864,58	333 333 333,33	20 695 468,75	6,62
Фондовіддача, грн/грн	33,97	36,21	2,24	6,59
Фондоємність, грн/грн	0,029	0,027	-0,002	-6,89
Фондоозброєність, грн/люд.	7 242 036, 32	7 242 036, 32	-	-
Матеріалоємність, грн/грн	0,78	0,77	-0,01	-0,97
Зарплатоємність, грн/грн	0,0007	0,0008	0,0001	9,09
Прибуток, тис. грн	3 378 862 784	4 201 245 284	822 382 500	19,57
Рентабельність продукції, %	29,05	35,60	6,55	18,39

6.7 Висновки до розділу.

Проведені техніко-економічні розрахунки дають підстави стверджувати, що проєкт створення блоку виробництва високооктанового бензинового компонента шляхом ізомеризації фракції C₅–C₆ є економічно доцільним і характеризується високим рівнем ефективності. Отримані результати свідчать про те, що

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						116
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

запропонована технологія забезпечує випуск продукції з високою доданою вартістю, відповідає сучасним вимогам до якості моторних палив і сприяє підвищенню конкурентоспроможності нафтопереробного підприємства.

Виробнича програма блоку становить 300 тис. т на рік, що відповідає значному масштабу переробки та дає змогу повною мірою реалізувати потенціал технологічного обладнання. Розрахований коефіцієнт використання виробничої потужності становить 94 %, що свідчить про високий ступінь завантаження основного обладнання та раціональне використання наявних виробничих ресурсів. Такий рівень завантаження є показником того, що проектна потужність використовується практично в повному обсязі, а надлишкові резерви потужності залишаються незначними, але достатніми для підтримання стабільності роботи установки в умовах експлуатаційних коливань [48].

Аналіз структури витрат показав, що провідне місце в собівартості продукції займають витрати на сировину, що є типовою ознакою процесів нафтопереробки. Разом із цим технологічний процес ізомеризації забезпечує перетворення відносно дешевої сировини на продукт із підвищеними товарними характеристиками та вищою ринковою вартістю. Це формує позитивний маржинальний ефект і забезпечує достатній рівень прибутковості виробництва. За результатами розрахунків річна вартість товарної продукції становить 16,0 млрд грн, повна собівартість — 11,8 млрд грн, а прибуток від господарської діяльності — 4,2 млрд грн. Отже, підприємство отримує істотний фінансовий результат, що підтверджує економічну привабливість проєкту [48].

Окремої уваги заслуговує показник рентабельності продукції, який становить 35,6 %. Це є досить високим значенням для промислового виробництва і свідчить про ефективне співвідношення між витратами та результатами діяльності. Такий рівень рентабельності означає, що кожна гривня витрат на виробництво забезпечує значний обсяг прибутку, а отже, інвестиції в реалізацію проєкту мають економічне підґрунтя та здатні забезпечити швидке повернення вкладених коштів.

Розрахунок безбиткового обсягу виробництва показав, що підприємство досягає точки безбитковості вже при випуску близько 6,0 тис. т продукції на рік,

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						117
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

що у багато разів менше від проєктної потужності установки. Це свідчить про високий запас фінансової стійкості та низький ризик збиткової діяльності за умов коливання ринкової кон'юнктури. Іншими словами, навіть за істотного зменшення обсягів реалізації підприємство зберігає здатність покривати свої постійні витрати і продовжувати роботу без критичного погіршення фінансового стану.

Додатково слід зазначити, що проєкт характеризується сприятливими показниками фондівіддачі, фондоозброєності та продуктивності праці. Це свідчить про те, що капітальні вкладення використовуються результативно, а технічне оснащення виробництва відповідає завданням досягнення високої ефективності. Водночас відносно невисокий рівень фондоємності підтверджує раціональність структури основних фондів і достатню економічну віддачу від їх використання.

Таким чином, сукупність отриманих результатів дозволяє зробити висновок, що впровадження блоку ізомеризації фракції C_5-C_6 є технічно обґрунтованим, економічно ефективним і перспективним з точки зору підвищення глибини переробки нафти, збільшення випуску високооктанових компонентів бензину та підвищення загальної рентабельності підприємства. Реалізація такого проєкту сприятиме зміцненню виробничого потенціалу підприємства, покращенню структури товарної продукції та зростанню фінансових результатів діяльності.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						118
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ВИСНОВКИ

У результаті виконання дипломної роботи було розглянуто сучасний стан та основні напрямки розвитку процесів ізомеризації легких бензинових фракцій у нафтопереробній промисловості. Встановлено, що ізомеризація фракцій C_5-C_6 є одним із найбільш ефективних способів підвищення октанового числа бензинів без суттєвого збільшення вмісту ароматичних вуглеводнів та інших екологічно небезпечних компонентів.

У роботі проведено аналіз літературних джерел і сучасних технологій ізомеризації, розглянуто основні типи каталізаторів, технологічних схем та умови проведення процесу. Описано фізико-хімічні основи ізомеризації нормальних парафінів, а також вплив температури, тиску, складу сировини та активності каталізатора на ефективність процесу і селективність утворення ізомерів.

Виконано матеріальний та технологічний розрахунок установки ізомеризації фракції C_5-C_6 , визначено основні параметри процесу та розраховано основне технологічне обладнання. Проведено розрахунок реактора та визначено необхідну кількість каталізатора для забезпечення стабільної роботи установки та досягнення заданих показників якості продукту.

Розроблено та описано технологічну схему установки ізомеризації, наведено функціональну схему автоматизації процесу, що забезпечує контроль основних технологічних параметрів та підвищення безпеки експлуатації обладнання.

У розділі охорони праці та безпеки виробництва розглянуто основні небезпечні та шкідливі фактори процесу, запропоновано заходи щодо забезпечення безпечної експлуатації установки, захисту персоналу від впливу токсичних і вибухонебезпечних речовин, а також розраховано системи вентиляції та виробничого освітлення.

Проведено техніко-економічний аналіз роботи установки, визначено основні економічні показники виробництва та розраховано собівартість отриманої продукції. Отримані результати підтверджують доцільність застосування процесу

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		119

ізомеризації для підвищення якості автомобільних бензинів та забезпечення відповідності сучасним екологічним вимогам.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						120
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Speight J. G. The Chemistry and Technology of Petroleum. 5-е вид. — Boca Raton: CRC Press, 2014. — 945 с.
2. Heywood J. B. Internal Combustion Engine Fundamentals. 2-е вид. — New York: McGraw-Hill Education, 2018. — 1077 с.
3. Бойченко С. В., Пушак А. Я., Топільницький П. І., Лейда К. М. Моторні палива: властивості та якість. — Київ: Центр учбової літератури, 2017. 324 с.
4. Gary J. H., Handwerk G. E., Kaiser M. J. Petroleum Refining: Technology and Economics. 5-е вид. — Boca Raton: CRC Press, 2007. — 489 с.
5. Братичак М. М., Гунька В. М. Хімія нафти та газу. — Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2020. — 488 с.
6. U.S. Environmental Protection Agency. Lead poisoning: a historical perspective [Електронний ресурс]. 2016. Режим доступу: <https://www.epa.gov/lead> (дата звернення: 07.04.2026).
7. World Health Organization. Lead poisoning and health [Електронний ресурс]. 2024. Режим доступу: <https://www.who.int/news-room/fact-sheets/detail/lead-poisoning-and-health> (дата звернення: 07.04.2026).
8. U.S. Environmental Protection Agency. EPA requires phase-out of lead in all grades of gasoline [Електронний ресурс]. 2016. Режим доступу: <https://www.epa.gov/air-quality-implementation-plans/epa-requires-phase-out-lead-all-grades-gasoline> (дата звернення: 07.04.2026).
9. United Nations Environment Programme. Era of leaded petrol over [Електронний ресурс]. 2021. Режим доступу: <https://www.unep.org/resources/era-leaded-petrol-over> (дата звернення: 07.04.2026).
10. Meyers R. A. Handbook of Petroleum Refining Processes. 4-е вид. — New York: McGraw-Hill, 2016. — 1100 с.
11. Gates B. C., Katzer J. R., Schuit G. C. A. Chemistry of Catalytic Processes. — New York: McGraw-Hill, 1979. — 406 с.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						121
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

- 12.Топільницький П. І., Гринишин О. Б., Мачинський О. Я. Технологія первинної переробки нафти і газу. — Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2014. — 468 с.
- 13.United Nations Environment Programme. Global elimination of leaded petrol [Електронний ресурс]. 2019. Режим доступу: <https://www.unep.org/resources/report/global-elimination-leaded-petrol> (дата звернення: 07.04.2026).
- 14.Shimizu K., Kounami N., Wada H., Shishido T., Hattori H. Isomerization of n-butane by sulfated zirconia. // Catalysis Letters. — 1998. — Том 54. с. 153–158. DOI:10.1023/A:1019008812403.
- 15.Huang D., Feng W., Zhang L., Yue B., He H. Catalytic performance of sulfated zirconia. //Processes. — 2022. — Vol. 10, No. 12. 2693. DOI:10.3390/pr10122693.
- 16.Al Tabbakh B. A., Dawood M. M. Sulfated zirconia catalyst.// Journal of Petroleum Research and Studies. —2022. —Vol. 12. DOI:10.52716/jprs.v12i1(Suppl.).630.
- 17.Sekewael S. J., Pratika R. A., Hauli L., Amin A. K., Utami M., Wijaya K. Recent Progress on Sulfated Nanozirconia as a Solid Acid Catalyst in the Hydrocracking Reaction.// Catalysts. —2022. —Vol. 12, № 2. 191. DOI: 10.3390/catal12020191.
- 18.Arata K. Solid superacids: sulfated zirconia.// Microporous and Mesoporous Materials. — 1999. — Vol. 33. P. 1–48. DOI:10.1016/S1387-1811(99)00147-X.
- 19.Weitkamp J. Zeolites and catalysis. //Solid State Ionics. — 2000. —Vol. 131. P. 175–188.
- 20.Bauer F., Ficht K., Bertmer M., Einicke W.-D., Kuchling T., Gläser R. Hydroisomerization of long-chain paraffins over nano-sized bimetallic Pt–Pd/H-beta catalysts.// Catalysis Science & Technology. —2014. —Vol. 4. P. 4045–4054. DOI: 10.1039/C4CY00561A.
- 21.Ducourty B., Szabo G., Dath J.-P., Gilson J.-P., Goupil J.-M., Cornet D. Pt/Al₂O₃-Cl catalysts derived from ethylaluminumdichloride: Activity and stability in hydroisomerization of C₆ alkanes.// Applied Catalysis A, General. — 2004. — Vol. 269, Issues 1–2. P. 203–214. DOI: 10.1016/j.apcata.2004.04.019.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						122
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

22. Barger P. T., Hughes R. Molecular sieve catalysts. // Journal of Catalysis. — 1981. — Vol. 70. P. 10–26.
23. Iglesia E., Soled S. L., Fiato R. A. Design of solid catalysts. // Journal of Catalysis. — 1993. — Vol. 144. P. 1–20. DOI:10.1006/jcat.1993.1164.
24. Xu B., Froment G. F. Hydroisomerization kinetics. // Catalysis Today. — 2004. — Vol. 93–95. P. 5–14. DOI:10.1016/j.cattod.2004.02.055.
25. Aljajan Y., Stytsenko V., Rubtsova M., Glotov A. Hydroisomerization catalysts. // Catalysts. — 2023. — Vol. 13. DOI:10.3390/catal13101363.
26. Osman W. S., et al. Naphtha isomerization unit design. // Processes. — 2023. — Vol. 11. DOI:10.3390/pr11123406.
27. Jahangiri M., et al. Pt/Al₂O₃–Cl catalyst study. // Journal of Petroleum Science and Engineering. — 2020. — Vol. 189. DOI:10.1016/j.petrol.2020.107002.
28. Топільницький П. І., Гринишин О. Б., Романчук В. В. Якість і властивості нафтопродуктів. — Львів: Левада, 2019. — 312 с.
29. Піх З. Г., Мельник Ю. Р., Мельник С. Р. Каталіз в хімії та технології. — Львів: Бадікова, 2016. — 280 с.
30. Жизневський В. М., Гуменецький В. В. Промисловий каталіз. — Львів: ЛП, 2010. — 320 с.
31. Valavarasu G., Sairam B. Light naphtha isomerization. // Petroleum Science and Technology. — 2013. — Vol. 31. P. 580–595. DOI:10.1080/10916466.2010.504931.
32. Sandia National Laboratories. Zeolite 3A/4A report [Електронний ресурс]. 2005. Режим доступу: <https://www.sandia.gov/reports/SAND2005-0070.pdf> (дата звернення: 07.04.2026).
33. Wang L., Li X., Zhang Y. Water adsorption on molecular sieves. Microporous and Mesoporous Materials. — 2019. — Vol. 279. P. 1–10. DOI:10.1016/j.micromeso.2018.11.022.
34. Мачинський О. Я., Топільницький П. І. Гідрокрекінг. — Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2011. — 320 с.

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						123
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

35. Hamied R. S., Shakor Z. M., Sadeiq A. H., Abdul Razak A. A., Khadim A. T. Kinetic Modeling of Light Naphtha Hydroisomerization in an Industrial Universal Oil Products Penex™ Unit // Energy Engineering. — 2023. — Vol. 120, № 6. P. 1371–1386. DOI: 10.32604/ee.2023.028441.
36. Промислові засоби автоматизації. Ч. 1/ Бабіченко А. К., Тошинський В. І., Михайлов В. С. та ін. / За заг. ред. А. К. Бабіченко. — Харків: НТУ «ХП». 2001 — 470 с.
37. Промислові засоби автоматизації. Ч. 2/ Бабіченко А. К., Тошинський В. І., Михайлов В. С. та ін. / За заг. ред. А. К. Бабіченко. — Харків: НТУ «ХП». 2004 — 470 с.
38. ДСТУ Б А.2.4-3:2009. Правила виконання робочої документації автоматизації технологічних процесів. — Київ: Мінрегіонбуд, Україна, 2009.
39. ДБН В.2.5-74:2013 Водопостачання. Зовнішні мережі та споруди. Основні положення проектування. [Чинний від 2014-01-01]. Київ : МРР будівництва та ЖК господарства України, 2013. — 180 с.
40. Ткачук К. Н., Зацарний В. В., Каштанов С. Ф. та ін. Охорона праці та промислова безпека : навч. посіб. Київ : Лібра, 2010. — 559 с.
41. Гасило Ю. А., Крюковська О. А., Левчук К. О., Романюк Р. Я. Охорона праці в галузі та цивільний захист: навч. посіб. Кам'янське : — ДДТУ, 2017. 369 с.
42. ДБН В.2.3-4:2015 Автомобільні дороги. Частина І. Проектування. Частина ІІ. Будівництво. [Чинний 2016-04-01]. Київ : ДП «Державний дорожній науково-дослідний інститут імені М.П. Шульгіна» Держдор України, 2015. 113 с.
43. ДБН В.2.5-28:2018. Природне і штучне освітлення. [Чинний від 2019-03-01]. Київ: НДІБК, 2019. 76 с.
44. ДБН В.1.1-7:2016 Пожежна безпека об'єктів будівництва. Загальні вимоги [Чинний від 2016-10-31]. Київ : УкрНДІЦЗ, 2016. 39 с.
45. Державні санітарні норми виробничої загальної та локальної вібрації 3.3.6.039-99 [Чинний від 1999-12-01]. Київ : Міністерство охорони здоров'я України (МОЗ), 2000. 39 с.
46. НАПБ А.01.001-2014 Правила пожежної безпеки в Україні. [Зміни № 657 від

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						124
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

31.07.2017р, Наказ Міністерства внутрішніх справ України № 1417, чинний від 2014-12-30], 2014. 85 с.

47.Наказ № 627 від 22.03.2012. Про затвердження вимог до роботодавців щодо захисту працівників від шкідливого впливу хімічних речовин [Чинний від 2012-04-27], 2012. 23 с.

48.Швиданенко Г.О. Економіка підприємства/ М. Г. Грещак, В. М. Колот, О. Г. Мендрул [та ін.]; за заг. та наук. ред. Г. О. Швиданенко. – К. : КНЕУ, 2009. – 816 с.

49.Податковий кодекс України: офіц.текст: за станом на 22 травня 2026 р.
<https://zakon.rada.gov.ua/laws/show/2755-17#Text> (дата звернення: 22.05.2026)

					6ХТ97.026.161.001.ДП.ПЗ	Арк.
						125
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		