

**НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»**

Хіміко-технологічний факультет
Кафедра кібернетики хіміко-технологічних процесів.

«До захисту допущено»
В.о. завідувача кафедри
_____ Т.В.Бойко
(підпис)

“ ___ ” червня 2019 р.

Дипломний проект

на здобуття ступеня бакалавра

з напрямку підготовки (спеціальності) 6.050202(151) «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології»

на тему: «Комп'ютерне моделювання та автоматизація процесу отримання ізопропілбензолу»

Виконав:

студент ІV курсу, групи ХА-51

Чабан Дмитро Ігорович _____

Керівник:

доц. каф. КХТП, к.т.н., доц. Плашихін С.В. _____

Консультанти:

з хімічної технології доц. каф. КХТП, к.т.н., доц. Безносик Ю.О. _____

(підпис)

з автоматизов. регулювання доц. каф. КХТП, к.т.н., доц. Бондаренко С.Г. _____

(підпис)

з охорони праці доцент каф. охорони праці, промислової та цивільної безпеки, к.т.н., доц. Полукаров Ю.О. _____

(підпис)

з організаційно-економічної частини доц. кафедри економіки і підприємництва, к.х.н. доц. Підлісна О.А. _____

Нормативний контроль доц. каф. КХТП, к.т.н., доц. Шахновський А.М. _____

Рецензент _____

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

(підпис)

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

Студент _____
(підпис)

Київ – 2019 року

**НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»**

Хіміко-технологічний факультет

Кафедра кібернетики хіміко-технологічних процесів .

Рівень вищої освіти – перший (бакалаврський)

Напрямок підготовки (спеціальність) 6.050202 (151) "Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології"

ЗАТВЕРДЖУЮ

В.о. завідувача кафедри

_____ Т.В.Бойко
(підпис)

«19» лютого 2019 р

**ЗАВДАННЯ
на дипломний проект студенту**

Чабану Дмитру Ігоровичу

1. Тема проекту Комп'ютерне моделювання та автоматизація процесу отримання ізопропілбензолу, керівник проекту Плашихін Сергій Володимирович, к.т.н., доц., затверджені наказом по університету від «07» травня 2019 р № 1221-с.

2. Термін подання студентом проекту 11 червня 2019 р

3. Вихідні дані до проекту _____

4. Зміст пояснювальної записки _____

5. Перелік графічного матеріалу (із зазначенням обов'язкових креслеників, плакатів, презентацій тощо) _____

6. Консультанти розділів проекту

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Охорона праці	Полукаров Ю. О. доц. каф. охорони праці, промислової та цивільної безпеки		
Організаційно-економічна частин	Підлісна О.А. доц. кафедри економіки і підприємництва		
Розрахунок матеріальних балансів ХТС	Безносик Ю.О. доц. кафедри кібернетики ХТП		
Розроблення схеми автоматизації ХТС	Бондаренко С.Г. доц. кафедри кібернетики ХТП.		

7. Дата видачі завдання 19 лютого 2019

Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання дипломного проекту (роботи)	Строк викон. етапів проекту	Примітка
1	Характеристика виробництва, продукції, сировини, допоміжних матеріалів. Комп'ютерно-інтегрований розрахунок матеріальних балансів схеми.		
2	Розрахунок основного апарата. Блок-схема обчислювального модуля (формат А1).		
3	Кресленик (формат А1).		
4	Розробка рішень з контролю та керування виробництвом. Технологічна схема автоматизації (формат А1).		
5	Розробка рішень з охорони праці та економіки і управління виробництвом		
6	Оформлення пояснювальної записки, виконання ілюстративних матеріалів (презентації).		

Студент

_____ (підпис)

Д.І.Чабан

Керівник проекту

_____ (підпис)

С.В.Плашихін

РЕФЕРАТ

КОМП'ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ, АВТОМАТИЗАЦІЯ, АЛКІЛУВАННЯ БЕНЗОЛУ, ІЗОПРОПІЛБЕНЗОЛ, МАТЕРІАЛЬНИЙ БАЛАНС, ТРУБЧАСТИЙ РЕАКТОР, КОНТРОЛЬ ТА РЕГУЛЮВАННЯ

Пояснювальна записка 77 с., 19 рис., 29 табл., 4 додатки, 17 джерел.

Темою проекту є комп'ютерне моделювання та автоматизація процесу отримання ізопропілбензолу.

Метою проекту є дослідження процесу алкілування бензолу пропіленом з домішками пропану та подальше отримання ізопропілбензолу.

В проекті обґрунтовано норми технологічних режимів, наведена технологічна схема отримання ізопропілбензолу. Зроблено комп'ютерний розрахунок матеріальних балансів у програмі ChemCad 7.

Побудовано й розраховано математичну модель трубчастого реактора алкілування, кінетику реакції та конструктивні параметри реактору в інтегрованому середовищі MS Visual Studio 2015 на мові C#.

Розроблена схема автоматизації процесу та технічні засоби до неї. Всього проведено 27 контурів, серед яких є контури контролю та регулювання витрати, температури і тиску.

Розраховано техніко-економічні показники ефективності автоматизації.

Досліджені основні фактори небезпеки виробництва ізопропілбензолу та шляхи мінімізації їх впливу.

РЕФЕРАТ

КОМПЬЮТЕРНОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ,, АВТОМАТИЗАЦИЯ, АЛКИЛИРОВАНИЕ БЕНЗОЛА, ИЗОПРОПИЛБЕНЗОЛ, МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС, ТРУБЧАТЫЙ РЕАКТОР, КОНТРОЛЬ И РЕГУЛИРОВАНИЕ

Пояснительная записка 77 с., 19 рис., 29 табл., 4 приложения, 17 источников.

Темой проекта является компьютерное моделирование и автоматизация процесса получения изопропилбензола.

Целью проекта является исследование процесса алкилирования бензола пропиленом с примесями пропана и последующее получение изопропилбензола.

В проекте обоснованно нормы технологических режимов, приведена технологическая схема получения изопропилбензола. Сделано компьютерный расчет материальных балансов в программе ChemCad 7.

Построено и рассчитано математическую модель трубчатого реактора алкилирования, кинетику реакции и конструктивные параметры реактора в интегрированной среде MS Visual Studio 2015 на языке C #.

Разработанная схема автоматизации процесса и технические средства к ней. Всего проведено 27 контуров, среди которых контуры контроля и регулирования расхода, температуры и давления.

Рассчитано технико-экономические показатели эффективности автоматизации.

Исследованы основные факторы опасности производства изопропилбензола и пути минимизации их воздействия.

ABSTRACT

COMPUTER MODELING, AUTOMATION, ALGERATION OF BENZOL, ISOPROPYLBENZOL, MATERIAL BALANCE, TUBERCULAR REACTOR, MODELING, CONTROL AND REGULATION

Explanatory note 77 p., 19 figures, 29 tables, 4 annexes, 17 sources.

The subject of the project is computer modeling and automation of the process of getting isopropylbenzene.

The purpose of the project is to study the process of alkylation of benzene with propylene with admixtures of propane and further production of isopropylbenzene.

The project substantiates the norms of technological regimes, provides a technological scheme for the production of isopropylbenzene. Computer calculation of material balances in the ChemCad 7 program is made.

The mathematical model of the tubular reactor, reaction kinetics and design parameters of the reactor in the integrated MS Visual Studio 2015 environment in C # was constructed and calculated.

The scheme of process automation and technical means for it are developed. A total of 27 contours are conducted, among which there are contours of control and regulation of flow, temperature and pressure.

Techno-economic indicators of efficiency of automation are calculated.

The main risk factors of isopropylbenzene production and ways of minimizing their influence are investigated.

ЗМІСТ

Перелік умовних позначень та скорочень	9
Вступ.....	10
1 Технологічна схема отримання ізопропілбензолу	11
2 Комп'ютерний розрахунок матеріальних балансів процесу отримання ізопропілбензолу	14
3 Комп'ютерне моделювання технологічного апарату – трубчастого реактора алкілування	19
3.1 Розв'язок математичної моделі реактора	19
3.2 Технічні характеристики програмного модуля.....	23
3.3 Інструкція користувачу до програмного модуля.....	26
4 Автоматизація технологічної схеми виробництва ізопропілбензолу.....	32
4.1 Аналіз параметрів технологічної схеми	32
4.2 Опис схеми автоматизації	35
4.2.1 Контроль та регулювання витрати.....	35
4.2.2 Контроль та регулювання температури.....	36
4.2.3 Контроль та регулювання рівня	37
4.2.4 Сигналізація концентрації.....	37
4.2.5 Контур перемикання.....	37
5 Економіко-технічні розрахунки добування ізопропілбензолу	38
5.1 Схема організації цеху.....	38
5.2 Технологічна підготовка підприємства	39
5.3 Оптимальний вид руху предметів праці.....	39
5.4 Чисельність персоналу	40
5.5 Визначення порядку технічного контролю	42
5.6 Матеріальна, документальна та організаційно-технічна підготовка виробництва	42
5.7 Розрахунок техніко-економічних показників	45
5.8 Розрахунок економічної рентабельності автоматизації процесу добування кумолу.....	47
5.9 Порівняння техніко-економічних показників до та після автоматизації	49

<i>ДП ХА5122 1490 001 ПЗ</i>						
Змн.	№ докум.	Підпис	Дата			
Розроб.	Чабан Д.І.			<i>Комп'ютерне моделювання та автоматизація процесу отримання ізопропілбензолу</i>		
Перевір.						
Реценз.						
Н. Контр.	Шахновський					
Затверд.	Плашихін С.В.					
				Літ.	Арк.	Аркушів
					7	1
					КПІ ім. Ігоря Сікорського ХТФ, гр. ХА-51	

6 Охорона праці.....	49
6.1 Виявлення та аналіз шкідливих, небезпечних виробничих факторів в умовах проєктованого виробництва.....	49
6.1.1 Повітря робочої зони.....	49
6.1.2 Виробниче освітлення.....	50
6.1.3 Захист від виробничого шуму й вібрацій.....	53
6.1.4 Електробезпека.....	54
6.1.5 Безпека технологічних процесів та обслуговування обладнання...	55
6.2 Пожежна безпека.....	55
Висновки	58
Перелік посилань.....	59
ДОДАТКИ.....	61
Додаток А.....	61
Додаток Б	62
Додаток В.....	65
Додаток Г	74

Перелік умовних позначень та скорочень

ІПБ – ізопропілбензол;

ДІПБ – діізопропілбензол;

ХТС – хіміко-технологічна система;

T – температура, °K;

C_i – концентрація, Кмоль/м³;

F – витрата, м³/с;

D – діаметр, м;

L – довжина, м;

V – об'єм, м³;

W_{r_i} – швидкість протікання реакції по i-му компоненту;

t – час, с;

u – середня лінійна швидкість потоку в реакторі ідеального витіснення, м/с;

l – координата довжини реактора, м;

τ – час перебування в реакторі, с;

k_i – константи швидкості хімічної реакції;

R – радіус реактора, м;

ГДК – гранично допустима концентрація;

C – собівартість;

ОФ – основні фонди;

A – амортизація основних фондів;

Ц – ціна на продукцію (послугу чи роботу);

П – прибуток;

P – рентабельність;

T_{Π} – термін повернення капіталовкладень;

E – коефіцієнт економічної ефективності;

ФВ – фондівіддача виробничих фондів;

ФЄ – фондоємність;

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						9
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

Вступ

Ізопропілбензол застосовують в якості добавки до бензинів для збільшення їх октанового числа, для синтезу фенолу, ацетону.

Диізопропілбензол в промислових масштабах окислюють до дигідроперекісей, з яких синтезують дикарбонові ароматичні кислоти.

Процес алкілування в присутності каталізатора - комплексу хлориду алюмінію з ароматичними вуглеводнями, має істотний недолік, а саме висока корозійна здатність реакційної суміші, нездатність до регенерації каталізаторів, негативний вплив на екологію середовища внаслідок накопичення побічних продуктів.

Саме тому розробка технологічних схем із застосуванням екологічно безпечних каталізаторів, вивчення хімізму та механізму алкілування і особливості проведення процесу в гетерогенних умовах являються актуальними завданнями.

Використання комплексу безводного хлориду алюмінію, який є найактивнішим каталізатором, дозволяє здійснювати процес в рідкому середовищі агента, що алкілується[2].

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						10
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

1 Технологічна схема отримання ізопропілбензолу

1.1 Загальні теоретичні відомості

Ізопропілбензол (або кумол) дуже цінується, через свою низьку температуру затвердіння – $-96\text{ }^{\circ}\text{C}$, та як компонент авіаційного бензину з високим октановим числом.

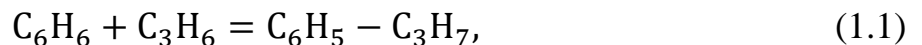
У промисловості кумол отримують взаємодіє бензолу з ізопропілхлоридом або ізопропілбромідом, та хлористого алюмінію.

Для синтезу ізопропілбензолу існує 2 основних шляхи:

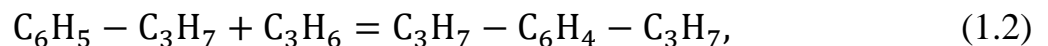
- 1) алкілування в рідкій фазі з каталізаторами AlCl_3 , H_2SO_4 , або HF ;
- 2) алкілування в паровій фазі на твердих каталізаторах[2].

1.2 Опис отримання ізопропілбензолу

Особливістю досліджуваної технологічної схеми є отримання ізопропілбензолу ($\text{C}_6\text{H}_5 - \text{C}_3\text{H}_7$) алкілуванням бензолу(C_6H_6) пропіленом з домішками пропану (C_3H_6 , не більше 10%) в трубчастому реакторі та послідовним відділенням домішок у ректифікаційних колонах. Реакція синтезу має вигляд (1.1):



Внаслідок цієї реакції, у реакторі утворюється фракція діізопропілбензолу, за формулою (1.2)[1]:



Перебіг побічних реакцій знижує вихід цільового продукту і негативно впливає на властивості застосовуваного каталізатора. Для цього мольне відношення бензолу до пропілену можна змінювати, діізопропілбензол відправляти на дезалкілування бензолом й таким чином отримати необхідну кількість кумолу. [2].

Для протікання реакції утворення кумолу застосовано каталізатор хлорид алюмінію AlCl_3 . При виборі цього каталізатора відбувається повне

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						11
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

використання пропілену, а отже бензолу треба брати з надлишком; молярне співвідношення бензолу і пропилену наближено до 2,5: 1, температура протікання реакції підтримується у діапазоні 80 – 100 °С, ступінь перетворення пропілену - 99%[3].

Основні стадії отримання ізопропілбензолу методом алкілування :

- 1) направлення бензолу й пропілену з домішками пропану зі складу до змішувача;
- 2) підтримка заданої температури 80 – 100 °С під час реакції у трубчатому реакторі;
- 3) поступове відділення домішок від ізопропілбензолу.

Технологічна схема алкілування бензолу пропіленом з домішками пропану представлена на рисунку 1.1.

Спочатку відбувається змішування бензолу і пропілену з домішками пропану. Після чого утворену суміш нагрівають у теплообміннику 1 до 100 °С, та направляють в трубчастий реактор алкілування 2. В апараті зростає температура внаслідок екзотермічної реакції утворення кумолу, тому в сорочку реактора подається холодна вода для підтримки температури 80 – 100 °С.

Потім утворену реакційну суміш нагрівають до 150 °С в теплообміннику 3, і надсилають до входу ректифікаційної колони 5. В дефлегматорі 6 температура пропану, що відділяється від вхідної суміші, становить 34 °С. Вихідна суміш у теплообміннику 4 має температуру 200 °С, тому її подають до теплообмінника 7, де охолоджують до 90 °С

Далі потік направляють до входу ректифікаційної колони 9. Бензол, що відділяють від вхідного потоку, на виході дефлегматора 10 охолоджують до 20 - 30 °С у теплообміннику 11, й за допомогою насоса 12 подають на рецикл змішування з пропіленом й бензолом зі складу.

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						12
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

2 Комп'ютерний розрахунок матеріальних балансів процесу отримання ізопропілбензолу

Розрахунок матеріальних балансів проводиться з цілю дотримання всіх необхідних витрат та отримання необхідної кількості цільового продукту. Виконуються розрахунки теплових та матеріальних балансів, ступеню перетворення речовин, енергії активації, ентальпій, продуктивність речовин, на всіх потоках досліджуваної схеми виробництва.

Також речовин, що впливають на температуру потоку, наприклад охолоджуваної води, або гріючої пари.

У цьому розділі розраховано матеріальні баланси процесу отримання ізопропілбензолу за алкілуванням бензолу пропіленом з домішками пропану, знаходження загальних та покомпонентних витрат всієї схеми та для кожного застосованого апарату окремо.

Тепловий баланс не враховуємо, бо він не передбачений завданням даного проекту.

Для комп'ютерного розрахунку матеріальних балансів була використана програма-симулятор ChemCad 7.1.2, де розроблена схема процесу, що наведена на рисунку 2.1.

Початкові дані до розрахунку матеріальних балансів наведено у таблиці 2.1.

Таблиця 2.1 – Вихідні дані до проекту

Вихідні дані до проекту		Значення
Продуктивність виробництва кумолу		2504 кг/год
Склад вхідної сировини	Бензол	1890 кг/год
	Пропілен з домішками пропану	996 кг/год

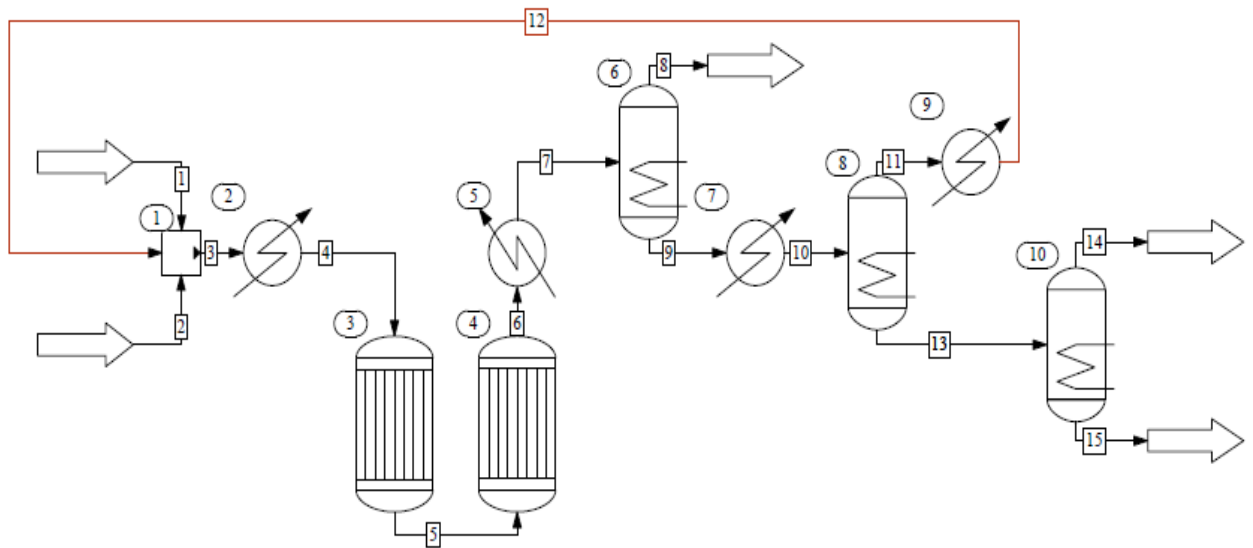


Рисунок 2.1 – Схема процесу отримання ізопропілбензолу у програмі-симуляторі ChemCad 7.1.2:

1 – змішувач; 2,5,7,9 – теплообмінники; 3,4 – кінетичний реактор; 6,8,10 – ректифікаційні колони

У створеній схемі застосовано моделі апаратів, що найбільш точно відображають властивості існуючих апаратів та мають вплив на матеріальний баланс. Використані моделі та їх вхідні й вихідні потоки наведено у таблиці 2.2[5].

Таблиця 2.2 – Список застосованих моделей апаратів у схемі ChemCad

№	Модель	Апарат	Вхідні потоки		Вихідні потоки	
			№	Речовина	№	Речовина
1	2	3	4	5	6	7
1	Stream Mixer	Змішувач	1;2;12	C ₆ H ₆ ; C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈ ; рецикл	3	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈
2	Simple Heat Exchanger	Теплообмінник	3	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈	4	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈
3	Kinetic Reactor	Реактор	4	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈	5	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈ , C ₉ H ₁₂
4	Kinetic Reactor	Реактор	5	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈ , C ₉ H ₁₂	6	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈ , C ₉ H ₁₂ , C ₁₂ H ₁₈

Продовження таблиці 2.2

1	2	3	4	5	6	7
5	Simple Heat Exchanger	Теплообмінник	6	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈ , C ₉ H ₁₂ , C ₁₂ H ₁₈	7	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈ , C ₉ H ₁₂ , C ₁₂ H ₁₈
6	Component Separator	Ректифікаційна колонна	7	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈ , C ₉ H ₁₂ , C ₁₂ H ₁₈	8;9	C ₃ H ₈ ; C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₉ H ₁₂ , C ₁₂ H ₁₈
7	Simple Heat Exchanger	Теплообмінник	9	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₉ H ₁₂ , C ₁₂ H ₁₈	10	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₉ H ₁₂ , C ₁₂ H ₁₈
8	Component Separator	Ректифікаційна колонна	10	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₉ H ₁₂ , C ₁₂ H ₁₈	11;13	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆ ; C ₉ H ₁₂ , C ₆ H ₆ , C ₁₂ H ₁₈
9	Simple Heat Exchanger	Теплообмінник	11	C ₆ H ₆ , C ₃ H ₆	12	Рецикл
10	Component Separator	Ректифікаційна колонна	13	C ₉ H ₁₂ , C ₆ H ₆ , C ₁₂ H ₁₈	14;15	C ₉ H ₁₂ ; C ₆ H ₆ , C ₁₂ H ₁₈

Описання застосованих модулів:

- Stream Mixer (1) – змішувач, що змішує вхідні потоки.
- Simple Heat Exchanger (2)– теплообмінник, що нагріває вхідний потік до 100 °С.
- Kinetic Reactor (3,4)– кінетичний реактор, у якому протікає реакції утворення ізопропілбензолу та діізопропілбензолу при 100 °С.
- Simple Heat Exchanger (5) – теплообмінник, що нагріває вхідну суміш до 150 °С.
- Component Separator (6) – сепаратор, який відділяє пропан від вхідної суміші.
- Simple Heat Exchanger (7) – теплообмінник, що охолоджує вхідну суміш до 90 °С.

										Арк.
										16
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис							

ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ

- Component Separator (8) – сепаратор, який відділяє бензол від вхідної суміші.
- Simple Heat Exchanger (9) – теплообмінник, що охолоджує бензол-рецикл до 25 °С.
- Component Separator (10) – сепаратор, який відділяє ізопропілбензол від діізопропілбензолу.

Використовуючи розроблену схему та звіт потоків цієї схеми у програмі-симуляторі, розраховано матеріальні баланси процесу отримання кумолу. Розраховані значення та витрати потоків наведено у таблицях 2.3 – 2.7 .

Таблиця 2.3 – Матеріальний баланс технологічної схеми (кг/год)

Вхідні потоки		Компонент	Вихідні потоки	
№ потоку	Значення		№ потоку	Значення
1	1890	C ₆ H ₆	15	198
2	946	C ₃ H ₆	.-	0
2	50	C ₃ H ₈	8	50
.-	0	C ₉ H ₁₂	14	2504
.-	0	C ₁₂ H ₁₈	15	133
12	421	Рецикл	12	421
	30			30
3337		Σ	3337	

Таблиця 2.4 – Матеріальний баланс реактору алкілування (кг/год)

Компонент	Вхідний потік	Вихідний потік
C ₆ H ₆	2311	619
C ₃ H ₆	976	30
C ₃ H ₈	50	50
C ₉ H ₁₂	0	2504
C ₁₂ H ₁₈	0	133
Σ	3337	3337

Таблиця 2.5 – Матеріальний баланс ректифікаційної колони №6 (кг/год)

Компонент	Вхідний потік №7	Вихідні потоки	
		№8	№9
C ₆ H ₆	619	0	619
C ₃ H ₆	30	0	30
C ₃ H ₈	50	50	0
C ₉ H ₁₂	2504	0	2504
C ₁₂ H ₁₈	133	0	133
Σ	3337	3337	

Таблиця 2.6 – Матеріальний баланс ректифікаційної колони №8 (кг/год)

Компонент	Вхідний потік	Вихідні потоки	
		№11	№13
1	2	3	4
C ₆ H ₆	619	0	198
C ₃ H ₆	30	0	0
C ₉ H ₁₂	2504	0	2504
C ₁₂ H ₁₈	133	0	133
Рецикл	C ₆ H ₆	0	421
	C ₃ H ₆	0	30
Σ	3287	3287	

Таблиця 2.7– Матеріальний баланс ректифікаційної колони №10 (кг/год)

Компонент	Вхідний потік №13	Вихідні потоки	
		№14	№15
C ₆ H ₆	198	0	198
C ₉ H ₁₂	2504	2504	0
C ₁₂ H ₁₈	133	0	133
Σ	2836	2836	

Таким чином, за результатами розрахунків матеріальних балансів можна зробити висновок, що створена схема процесу добування кумолу у програмі-симуляторі ChemCad 7.1.2 розроблена вірно.

Звіт з витрат потоків розробленої схеми наведено у додатку А.

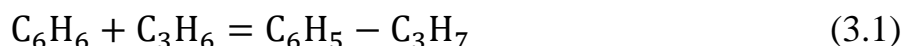
					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						18
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

3 Комп'ютерне моделювання технологічного апарату – трубчастого реактора алкілування

3.1 Розв'язок математичної моделі реактора

У даному розділі проведено моделювання та розрахунок трубчастого реактора, у якому відбувається процес алкілування бензолу пропіленом з домішками пропану й утворення ізопропілбензолу.

Реакція отримання ізопропілбензолу має вигляд (3.1):



Під час реакції використовується рідкий каталізатор $AlCl_3$, температура протікання реакції 373 К при атмосферному тиску.

Процес алкілування бензолу пропіленом характеризується виділенням значної кількості енергії, але, за рахунок подачі холодної води до сорочки реактора, температура залишається в межах 373 К.

Тобто можемо допустити, що реакція відбувається при сталій температурі. А отже можемо вважати, що реактор працює в ізотермічному режимі[2]. Для таких трубчатих реакторів характерний гідродинамічний режим роботи – реактор ідеального витіснення.

В реакторі ідеального витіснення приймаються такі допущення:

- 1) поршневе просування без змішування вздовж потоку, та рівномірному розподілі реакційної маси.
- 2) температура й коефіцієнт швидкості реакції будуть постійні.
- 3) час перебування часток суміші однаковий.

Але спочатку визначимо зміну концентрації бензолу, пропілену та ізопропілбензолу з часом, бо особливістю нашого способу добування кумолу є повне використання пропілену під час алкілування.

Таким чином, складаємо кінетичну модель реакції алкілування з початковими умовами (3.2):

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						19
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

$$\begin{cases} W_A = \frac{dC_A}{dt} = -k * C_A * C_B \\ W_B = \frac{dC_B}{dt} = -k * C_A * C_B \\ W_C = \frac{dC_C}{dt} = k * C_A * C_B \end{cases} \quad (3.2)$$

При $t = 0$, на вході реактора концентрації компонентів будуть дорівнювати:

$$\begin{cases} C_{A0} = 6,34 \\ C_{B0} = 3,394 \\ C_{C0} = 0 \end{cases}$$

де W_A , W_B , W_C – швидкість протікання реакції, моль/(л*с); k - константа швидкості реакції, л/(моль*с); t - час проведення реакції, с; C_{A0} , C_{B0} , C_{C0} – початкові концентрації компонентів на вході в реактор, моль/л.

Розраховуємо константу швидкості реакції за формулою (3.3)[1]:

$$k_1 = A \cdot e^{\frac{E}{R \cdot T}}, \quad (3.3)$$

де $A = 6510$ – предекспоненціальний коефіцієнт; $E = -52564$ - енергія активації, Дж/(моль*л); R – універсальна газова стала, Дж/(моль*К); T – температура протікання реакції, К.

Для того, щоб розв'язати систему диференційних рівнянь (3.2) використаємо математичний пакет програми MathCad 15.

Розв'яжемо систему за допомогою двох методів, а саме: методу Ейлера та методу Рунге-Куты; та проведемо аналіз порівняння розрахованих даних.

Так як, в нашому реакторі використовується 99% пропілену, що являє собою час перебування реакції, то будемо відбирати час за цим критерієм для обох методів.

Приклад розрахунків у MathCad 15 представлено у додатку Б.

Розрахувавши систему за методом Ейлера, реакція, при використанні 99% пропілену, закінчується за $\tau = 4650$ с. Далі розрахувавши систему за методом Рунге–Куты отримуємо $\tau = 4700$ с. Так як різниця між розрахованими значеннями не критична, та допускаючи, що чистота

										Арк.
										20
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис							

утвореного кумолу становить 99,9%, обираємо розрахований час перебування за методом Ейлера.

Графік зміни концентрації компонентів за часом наведено у рисунку 3.1:

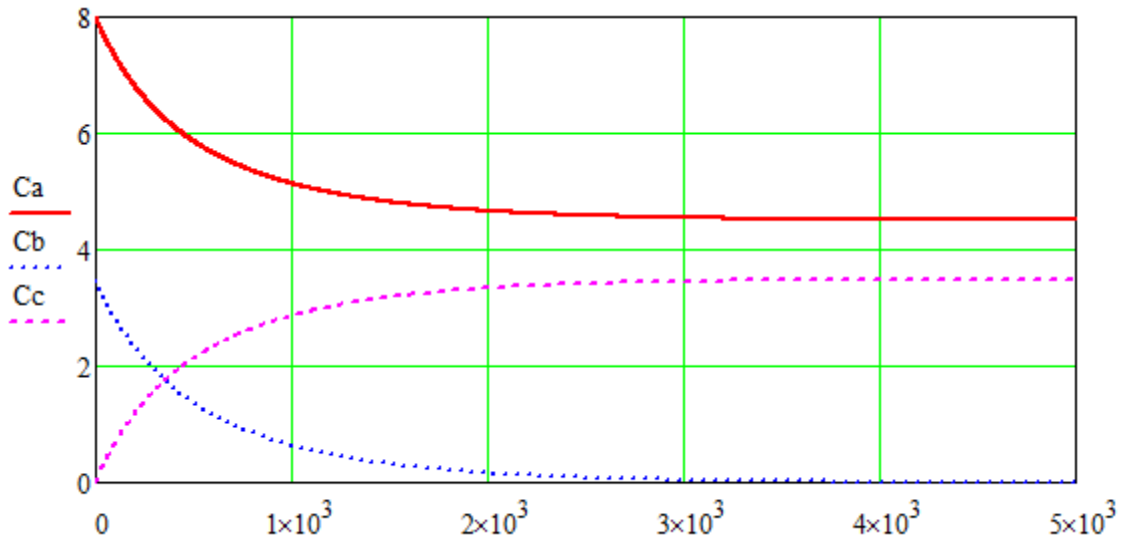


Рисунок 3.1 – Графік зміни концентрації компонентів за часом

За допомогою раніше створеної схеми у ChemCad, маємо об'ємний видаток реакційної суміші: $w = 4.581 \text{ м}^3/\text{год}$. Таким чином розраховуємо об'єм та довжину реактора (3.4, 3.5):

$$V = w/3600 * t, \quad (3.4)$$

$$L = \frac{V}{3.14 * r^2}, \quad (3.5)$$

де V – об'єм реактора, м^3 ; w – об'ємний видаток реактора на вході в реактор, $\text{м}^3/\text{с}$; L – довжина реактора, м ; $r = 0,4$ – радіус робочої частини реактора зі стандартизованих розмірів, м .

Перед складанням моделі реактора ідеального витіснення приймемо припущення, що час перебування часток однаковий і визначається за формулою лінійної швидкості (3.7):

$$u = \frac{w/3600}{S} \quad (3.6)$$

Також знаходимо площу поперечному перерізу потоку реакційної суміші (3.7):

$$S = \pi * r^2, \quad (3.7)$$

Записуємо математичну модель реактора ідеального витіснення (3.8):

$$\frac{\partial C_i}{\partial t} = -U \frac{\partial C_i}{\partial l} + W r_i, \quad (3.8)$$

де U - середня лінійна швидкість потоку в реакторі ідеального витіснення, м/с; l - координата довжини реактора, м.

Через те що час перебування часток в реакторі однаковий, можемо записати математичну модель реактора ідеального витіснення з статичним режимом у вигляді (3.9):

$$-U \frac{\partial C_i}{\partial l} + W r_i = 0 \quad (3.9)$$

За отриманою моделлю складаємо систему диференціальних рівнянь покомпонентного матеріального балансу (3.10):

$$\begin{cases} \frac{dC_A}{dl} = \frac{W r_A}{u} = \frac{-k_1 * C_A * C_B}{u} \\ \frac{dC_B}{dl} = \frac{W r_B}{u} = \frac{-k_1 * C_A * C_B}{u} \\ \frac{dC_C}{dl} = \frac{W r_C}{u} = \frac{k_1 * C_A * C_B}{u} \end{cases} \quad (3.10)$$

При $l = 0$:

$$\begin{cases} C_{A0} = 6,34 \\ C_{B0} = 3,394 \\ C_{C0} = 0 \end{cases}$$

Розв'язуємо систему диференціальних рівнянь за методом Ейлера, й як результат, отримуємо графік зміни концентрації компонентів в залежності від довжини реактора (рис. 3.2).

Отже, було знайдено розв'язок математичної моделі трубчастого реактора ідеального витіснення за допомогою програми MathCad 15. Приклад розрахунків представлено у додатку Б.

									ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
										22
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис							

1	2
toolStrip	Панель інструментів
Chart	Представлення даних у вигляді графіків
SaveFileDialog	Зберігання даних у файл
tabControl	Представлення даних у вкладках
dataGridView	Представлення даних у вигляді таблиці

За допомогою обраних елементів управління були створені процедури, що дозволяють провести розрахунок трубчастого реактора ідеального витіснення на зручному та інтуїтивно-зрозумілому користувачу інтерфейсі.

Для розв'язування математичної моделі був розроблений алгоритм:

1. Задаємо початкові умови для знаходження кінетики реакції та розв'язання математичної моделі трубчастого реактора:

- C_{a_k} – концентрація бензолу ;
- C_{b_k} – концентрація пропілену;
- T_k - температура реакції;
- t_{k_k} – максимальний час проведення реакції;
- E_k – енергія активації;
- A_k – предекспоненціальний коефіцієнт;
- w_k – об'ємний видаток реакційної суміші;
- d_k – діаметр реактора;
- dl_k – крок інтегрування реактора.

2. Розраховуємо рівняння Арреніуса (3.11) та знаходимо кількість значень (3.12), при $R = 8.31$, $h = 10$:

$$k_k = A_k \cdot e^{\frac{E_k}{R+T_k}} \quad (3.11)$$

$$n = t_{k_k}/h, \quad (3.12)$$

3. Далі починається цикл розрахунку системи кінетики реакції (3.2) за методом Ейлера:

$i = 1, \dots n$; $Ca_{1_0} = Ca_k, Cb_{1_0} = Cb_k, Cc_{1_0} = 0$ - умови циклу.

Записуємо систему функцій (3.13):

$$\begin{cases} fCa_{i-1} = -k_k * Ca_{1_{i-1}} * Cb_{1_{i-1}} \\ fCb_{i-1} = -k_k * Ca_{1_{i-1}} * Cb_{1_{i-1}}, \\ fCc_{i-1} = k_k * Ca_{1_{i-1}} * Cb_{1_{i-1}} \end{cases} \quad (3.13)$$

Систему розрахунку $i+1$ елементу(3.14):

$$\begin{cases} Ca_{1_i} = Ca_{1_{i-1}} + fCa_{i-1} * h \\ Cb_{1_i} = Cb_{1_{i-1}} + fCb_{i-1} * h, \\ Cc_{1_i} = Cc_{1_{i-1}} + fCc_{i-1} * h \end{cases} \quad (3.13)$$

Розрахунок часу проведення реакції (3.14) та умову закінчення процесу (3.15):

$$tim_i = i * h, \quad (3.14)$$

$$Cb_{1_i} \leq Cb_{1_0} - Cb_{1_0} * 0.99 \quad (3.15)$$

4. Після знаходження концентрацій компонентів та часу закінчення реакції, знаходимо об'єм реактора (3.16), площу поперечного перерізу потоку реакційної суміші (3.17), довжину реактора (3.18) та лінійну швидкість реакційної суміші (3.19):

$$V_k = \frac{w_k}{3600} * tim_i, \quad (3.16)$$

$$S_k = \pi * \left(\frac{d_k}{2}\right)^2, \quad (3.17)$$

$$L_k = \frac{V_k}{S_k}, \quad (3.18)$$

$$u_k = \left(\frac{w_k}{3600}\right) / S_k \quad (3.19)$$

5. Розраховуємо математичну модель реактора ідеального витіснення (3.10) за методом Ейлера:

$i = 1, \dots n$; $Ca_{l_0} = Ca_k, Cb_{l_0} = Cb_k, Cc_{l_0} = 0, lim_0 = 0$ - умови циклу.

Записуємо систему функцій (3.20):

$$\begin{cases} fCa_{l_{i-1}} = (-k_k * Ca_{l_{i-1}} * Cb_{l_{i-1}}) / u_k \\ fCb_{l_{i-1}} = (-k_k * Ca_{l_{i-1}} * Cb_{l_{i-1}}) / u_k, \\ fCc_{l_{i-1}} = (k_k * Ca_{l_{i-1}} * Cb_{l_{i-1}}) / u_k \end{cases} \quad (3.20)$$

Систему розрахунку $i+1$ елементу моделі реактору (3.21):

$$\begin{cases} Ca_i = Ca_{i-1} + fCa_{i-1} * h \\ Cb_i = Cb_{i-1} + fCb_{i-1} * h, \\ Cc_i = Cc_{i-1} + fCc_{i-1} * h \end{cases} \quad (3.21)$$

Розрахунок кількість точок (3.22) :

$$lim_i = lim_{i-1} + d_k, \quad (3.22)$$

6. Далі є можливість відкрити вкладки з графічним та табличним представленням розрахованих значень, та зберегти звіт у файлі.

Приклад коду створеного програмного модуля знаходиться у додатку В.

3.3 Інструкція користувачу до програмного модуля

Розроблена програма призначена для розрахунку трубчатого реактора, в якому протікає процес алкілування бензолу пропіленом з утворенням ізопропілбензолу.

Після запуску програмного модуля відкривається графічний інтерфейс, загальний вид якого наведено на рисунку 3.3.

Функціональні можливості вкладок:

1. «Загальне положення» - короткі теоретичні відомості досліджуваної речовини. Містить на інтерфейсі наступні кнопки:

- «Схема у програмі-симуляторі ChemCad» - відкриває вікно зі схемою процесу отримання ізопропілбензолу, розробленої у ChemCad (рис. 3.4);

									Арк.
									26
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис						

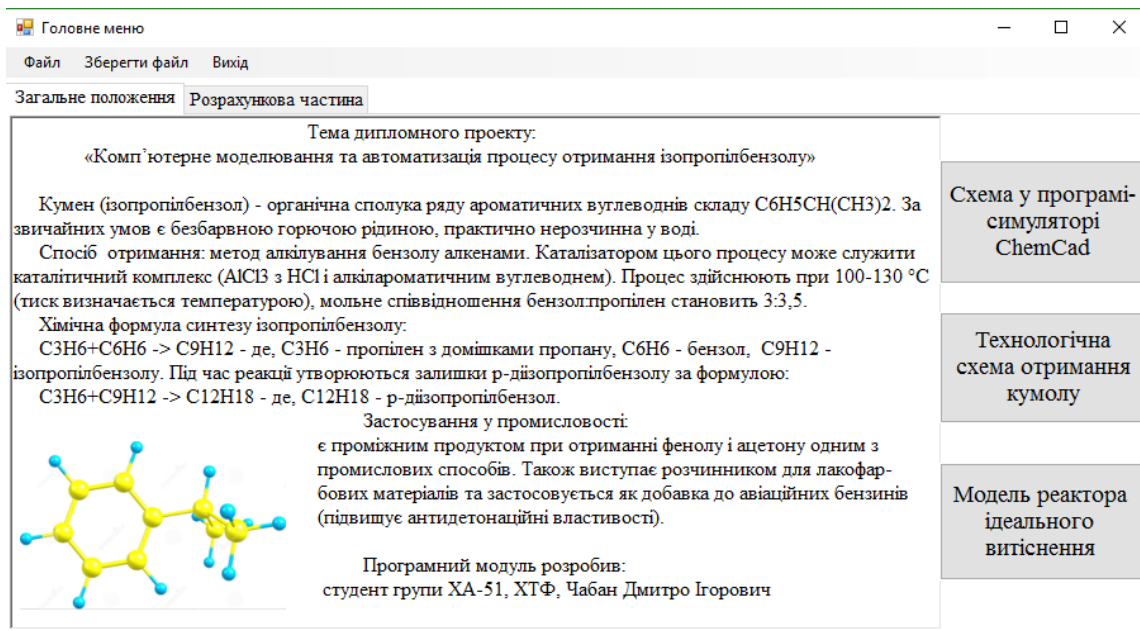


Рисунок 3.3 – Вкладка «Загальне положення»

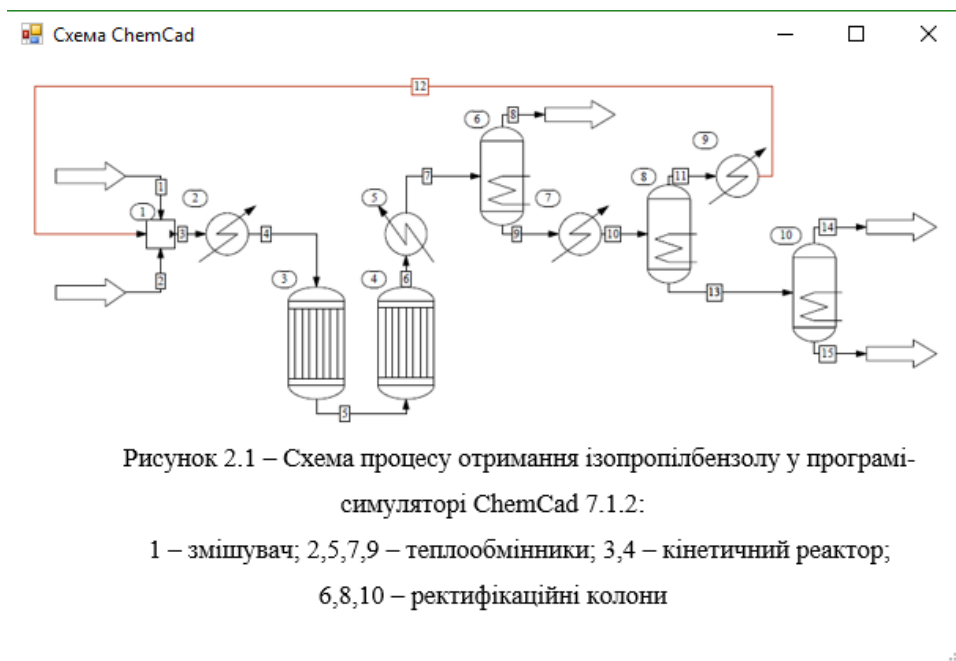


Рисунок 3.4 – Вікно «Схема ChemCad»

- «Технологічна схема отримання кумолу» - відкриває вікно з технологічною схемою отримання ізопропілбензолу та її поясненням (рис.3.5);

Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	

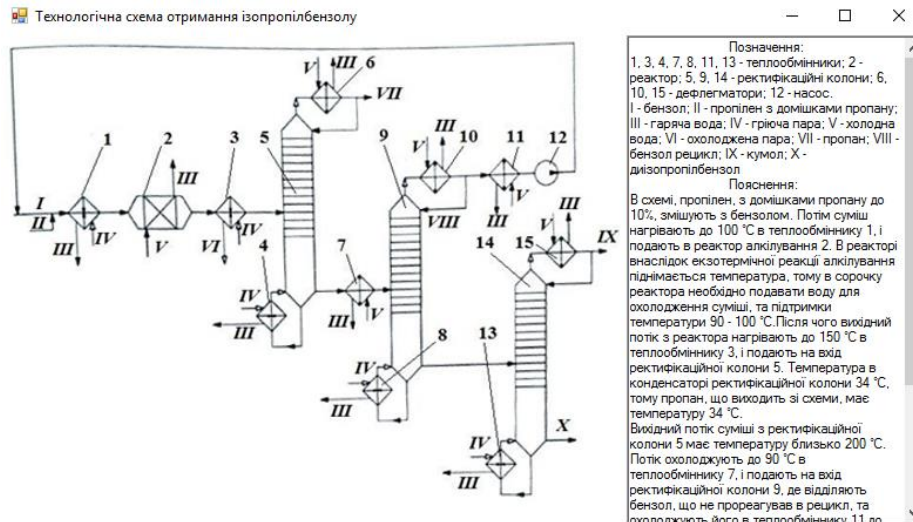


Рисунок 3.5 – Вікно «Технологічна схема отримання ізопропілбензолу»

- «Модель реактора ідеального витіснення» - відкриває вікно з виведенням математичної моделі реактора ідеального витіснення (рис.3.6);

Модель реактора ідеального витіснення

У досліджуваному реакторі протікає реакція отримання ізопропілбензолу (C6H5-C3H7) через алкільвання бензолу (C6H6) пропіленом (C3H6):

$$C_6H_6 + C_3H_6 \xrightarrow{-k_1} C_6H_5-C_3H_7$$

Записуємо математичну модель реактора ідеального витіснення:

$$\frac{dC}{dt} = -u \cdot \frac{dC}{dt} + w_r, \text{ при } \frac{dC}{dt} = 0 \text{ бо реактор працює в неперервному режимі.}$$

Замінюємо швидкість реакції реакції на швидкість зміни концентрації підставляємо в матмодель, та ділимо на лінійну швидкість. Внаслідок чого отримуємо:

$$\frac{dC_i}{dl} = \frac{W_{r_i}}{u}$$

Таким чином можемо записати кінетику:

$$\begin{cases} W_{ra} = -k_1 \cdot C_a \cdot C_b \\ W_{rb} = -k_1 \cdot C_a \cdot C_b \\ W_{rc} = k_1 \cdot C_a \cdot C_b \end{cases}$$

Та отримуємо математичну модель реактора:

$$\begin{cases} \frac{dC_a}{dl} = \frac{W_{ra}}{u} = \frac{-k_1 \cdot C_a \cdot C_b}{u} \\ \frac{dC_b}{dl} = \frac{W_{rb}}{u} = \frac{-k_1 \cdot C_a \cdot C_b}{u} \\ \frac{dC_c}{dl} = \frac{W_{rc}}{u} = \frac{k_1 \cdot C_a \cdot C_b}{u} \end{cases}$$

Рисунок 3.6 – Вікно «Модель реактора ідеального витіснення»

2. «Розрахункова частина» - записує вхідні данні до проекту та розраховує шукані величини (рис. 3.7):

Введення початкових значень

Концентрація бензолу, C_a 6,34 моль/л
 Концентрація пропілену, C_b 3,394 моль/л
 Температура алкілювання, T 373 К
 Час проведення, t_k 10000 с
 Енергія активації, E 52564 моль/л
 Преекспоненціальний коефіцієнт, A 6510 Дж/моль
 Об'ємний видаток реакційної суміші, w 4,581 м³/год
 Діаметр реактора, d 0,8 м
 Крок інтегрування реактора, dl 0,1 м

Пораховані дані

Константа швидкості реакції, k 0,00028 л/(моль*с)
 Рекомендований час, t 4650 с
 Об'єм реактора, V 5,92 м³
 Довжина реактора, L 11,79 м
 Площа поперечного перерізу потоку реакційної суміші, S 0,502 м²
 Лінійна швидкість реакційної суміші, u 0,00253 м/с
 Похибка, δ 1E-06

Автоматичне введення даних
 Розрахувати
 Звіт з обчислення
 Табличне та графічне зображення даних

Рисунок 3.7 – Вкладка «Розрахункова частина»

Містить поля для вводу необхідних даних та виводу розрахованих значень. Також на інтерфейсі є наступні кнопки:

- «Автоматичне введення даних» - самостійно заповнює поля початкових значень;
- «Розрахунок» - проводить належні розрахунки основних параметрів процесу, які протікають у трубчатому реакторі;
- «Звіт з обчислення» - відкриває вікно з розрахованими значеннями (рис. 3.8), яке містить кнопку зберігання цих значень у форматі RTF (рис. 3.9):

Звіт розрахунків

1. Початкова концентрація бензолу, моль/л = 6,34
2. Початкова концентрація пропілену, моль/л = 3,394
3. Температура алкілювання, К = 373
4. Час проведення реакції, с = 10000
5. Енергія активації, Дж/(моль*л) = 52564
6. Преекспоненціальний коефіцієнт, = 6510
7. Об'ємний видаток реакційної суміші, м³/год = 4,581
8. Діаметр реактора, м = 0,8
9. Крок інтегрування реактора, м = 0,1
10. Константа швидкості, л/(моль*с) = 0,00028
11. Похибка = 1E-06
12. Час проведення аналізу, с = 10000
13. Кількість значень (кінетика) = 8000
14. Об'єм реактора, м³ = 5,92
15. Площа поперечного перерізу потоку реакційної суміші, м² = 0,502
16. Довжина реактора, м = 11,79
17. лінійна швидкість реакційної суміші, м/с = 0,00253
18. Кількість значень (реактор) = 126,136

t	Ca	Cb	Cc	L	Ca	Cb	Cc
10	6,28	3,33	0,06	0,1	6,1	3,16	0,24
20	6,22	3,28	0,12	0,2	5,89	2,94	0,45
30	6,16	3,22	0,18	0,3	5,7	2,75	0,64
40	6,11	3,16	0,23	0,4	5,52	2,58	0,82
50	6,05	3,11	0,29	0,5	5,37	2,42	0,97
60	6	3,06	0,34	0,6	5,22	2,28	1,12
70	5,95	3	0,39	0,7	5,09	2,14	1,25
80	5,9	2,95	0,44	0,8	4,97	2,02	1,37
90	5,85	2,91	0,49	0,9	4,86	1,91	1,48
100	5,8	2,86	0,54	1	4,76	1,81	1,58
110	5,76	2,81	0,58	1,1	4,66	1,71	1,68
120	5,71	2,77	0,63	1,2	4,57	1,63	1,77
130	5,67	2,72	0,67	1,3	4,49	1,54	1,85
140	5,62	2,68	0,72	1,4	4,41	1,47	1,93
150	5,58	2,64	0,76	1,5	4,34	1,4	2
160	5,54	2,6	0,8	1,6	4,27	1,33	2,07
170	5,5	2,56	0,84	1,7	4,21	1,27	2,13
180	5,46	2,52	0,88	1,8	4,15	1,21	2,19
190	5,42	2,48	0,92	1,9	4,1	1,15	2,24
200	5,39	2,44	0,95	2	4,04	1,1	2,3

Зберігти у файл

Рисунок 3.8 – Вікно «Звіт розрахунків»

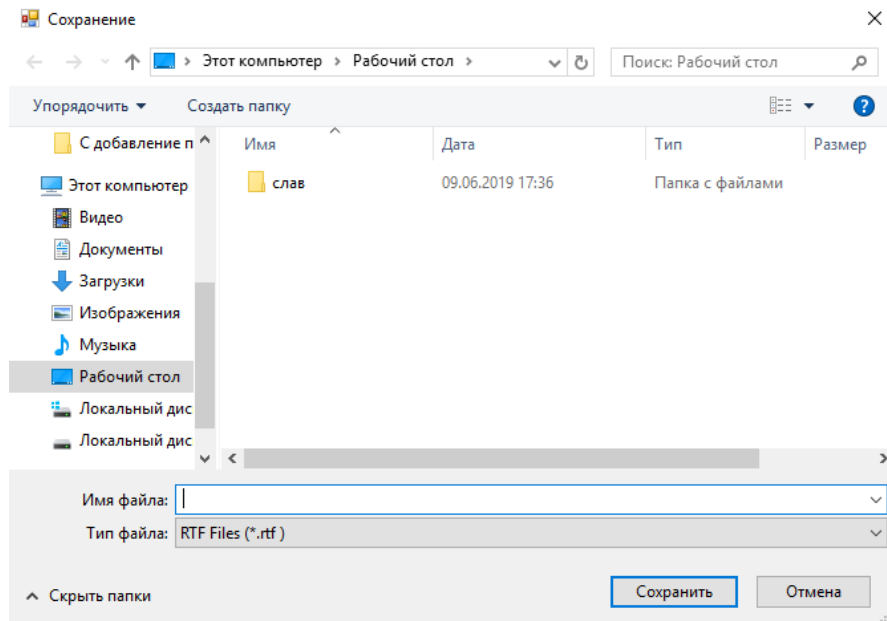


Рисунок 3.9 – Вікно «Зберігання у файл»

- «Табличне та графічне зображення даних» - відкриває вікно з графічним та табличним зображенням знайдених величин (рис. 3.10):

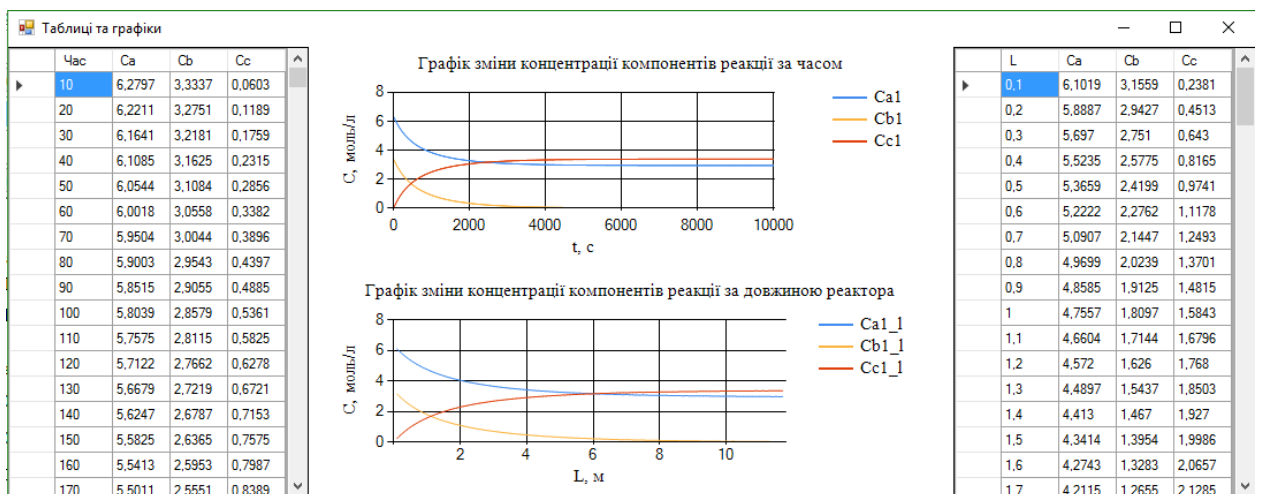


Рисунок 3.10 – Вікно «Таблиці та графіки»

На графічному інтерфейсі розробленої програми знаходяться пункти меню, які мають унікальні функціональні можливості:

1. Заголовок «Файл» - містить пункт «Автоматичне введення даних», що самостійно вводить початкові значення; пункт

4 Автоматизація технологічної схеми виробництва ізопропілбензолу

4.1 Аналіз параметрів технологічної схеми

Проведення автоматизації виробництва є основою науково-технічного прогресу, бо надає можливість контролювати та регулювати якість вироблюваної продукції, зменшити кількість початкової сировини та енергії, й забезпечити робоче місце.

Головною задачею технологічного процесу є синтезування заданої кількості ізопропілбензолу. Після проведення аналізу технологічної схеми було встановлено, що першочерговим є контроль витрат сировини у заданій пропорції, встановленні необхідного рівня в ректифікаційних колонах й перевірки концентрації пропану у приміщенні. Для того щоб забезпечити якісний кінцевий продукт в необхідній кількості, потрібно провести контроль та регулювання таких параметрів[7]:

- витрати речовин на вході та виході реактора та ректифікаційних колон;
- співвідношення витрат бензолу та пропілену на виході зі змішувача (2,2:1);
- температури в теплообмінниках, трубчастому реакторі та на виходах ректифікаційних колон;
- концентрації пропану у приміщенні робочого цеху;
- рівня кубового залишку ректифікаційних колон.

За проведеним аналізом було встановлено необхідні прилади та засоби автоматизації виробництва та параметри реєстрації, контролю й регулювання. Також для визначених параметрів визначена необхідна точність вимірювання й регулювання. Всі налаштування автоматизації технологічного процесу наведені у таблиці 4.1.

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						32
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

Продовження таблиці 4.1

1	2	3	4	5
13	Трубопровід на виході з ректифікаційної колони 1	Витрата	$3,08 \pm 0,1$ м ³ /год	Контроль та регулювання
14	Трубопровід подачі суміші в ректифікаційну колону 2	Температура	90 ± 5 °С	Контроль та регулювання
15	Нагрівач ректифікаційної колони 2	Температура	170 ± 10 °С	Контроль та регулювання
16	Конденсатор ректифікаційної колони 2	Температура	30 ± 5 °С	Контроль та регулювання
17	Трубопровід бензол-рециклу ректифікаційної колони 2	Витрата	$0,53 \pm 0,05$ м ³ /год	Контроль та регулювання
18	Трубопровід виходу бензол-рециклу з конденсатора	Температура	25 ± 5 °С	Контроль та регулювання
19	Ректифікаційна колона 2	Рівень	$0,8 \pm 0,1$ м	Контроль та регулювання
20	Трубопровід на виході з ректифікаційної колони 2	Витрата	$3,27 \pm 0,1$ м ³ /год	Контроль та регулювання
21	Нагрівач ректифікаційної колони 3	Температура	155 ± 10 °С	Контроль та регулювання
22	Конденсатор ректифікаційної колони 3	Температура	100 ± 5 °С	Контроль та регулювання
23	Трубопровід кумол-рециклу ректифікаційної колони 3	Витрата	$2,89 \pm 0,1$ м ³ /год	Контроль та регулювання
24	Трубопровід виходу кумолу з ректифікаційної колони 3	Витрата	$2,89 \pm 0,1$ м ³ /год	Контроль

										Арк.
										34
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис							

ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ

Продовження таблиці 4.1

1	2	3	4	5
25	Ректифікаційна колона 3	Рівень	$0,8 \pm 0,1$ м	Контроль та регулювання
26	Трубопровід на виході з ректифікаційної колони 3	Витрата	$0,38 \pm 0,05$ м ³ /год	Контроль та регулювання
27	Цех виробництва	Концентрація	2 ± 1 %	Сигналізація, контроль та регулювання

За даними таблиці 4.1, була розроблена схема автоматизації процесу отримання ізопропілбензолу.

При вибиранні необхідних засобів автоматизації, були враховані такі правила:

- для регулювання однакових параметрів технологічного процесу застосовуємо однотипні засоби автоматизації;
- клас точності приладів повинен відповідати технологічним вимогам;
- діапазон вимірювання приладів повинен відповідати діапазону технологічних параметрів, що регулюються.

Застосовані засоби автоматизації обрані за [8-10] та записані до специфікації у додатку Г.

4.2 Опис схеми автоматизації

4.2.1 Контроль та регулювання витрати

Контроль та регулювання витрати виконується за допомогою звужуючого пристрою діафрагми камерної ДКС 10-150 (поз. 1-1,3-1) з діаметром умовного проходу 150 мм, ДКС 10-175 (поз. 2-1, 17-1, 20-1, 23-1, 24-1) з діаметром умовного проходу 175 мм, ДКС 10-250 (поз. 4-1, 13-1) з

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						35
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

діаметром умовного проходу 250 мм, ДКС 10-100 (поз. 10-1, 11-1, 26-1) з діаметром умовного проходу 100 мм, виготовлені зі сталі марки 12Х18Н10Т.

Після чого сигнал з витратоміра проходить до дифманометра мембранного безшкального ДМ-3583 М (поз. 1-2, 2-2, 3-2, 4-2, 10-2, 11-2, 13-2, 17-2, 20-2, 23-2, 24-2, 26-2), потім сигнал поступає на прилад контролю та регулювання витрати РП 120-30 (поз. 10-3, 13-3, 17-3, 20-3, 23-3, 26-3), з якого сигнал поступає на виконавчий механізм МЕО-40/10-0,25-99К (поз. 1-5, 5-3, 6-3, 7-3, 8-3, 9-3, 10-4, 13-4, 14-3, 15-3, 16-3, 17-4, 18-3, 20-4, 21-3, 22-3, 23-4, 26-4).

В контурах 1 і 2, з дифманометра сигнал проходить на суматор МС-II EXP (поз. 1-3). З суматора сигнал потрапляє в регулятор співвідношення УЗОР-01С (поз. 1-4).

В контурах 4, 5, 18, 42 сигнал з дифманометра поступає на показуючий автоматичний прилад РП 120-20 (поз. 3-3, 4-3, 11-3, 24-3), який контролює витрату.

4.2.2 Контроль та регулювання температури

Для вимірювання температури використовуються термоелектричні перетворювачі опору марки ТСПУ-0289 (поз. 5-1, 6-1, 7-1, 8-1, 9-1, 14-1, 15-1, 16-1, 18-1, 21-1, 22-1) з діапазоном вимірювання температури -200-600 °С, що використовуються для вимірювання температури у рідких, газоподібних та сипучих речовинах, з перетворенням опору в уніфікований сигнал 4-20 мА.

Далі сигнал подається на електричний ПІД-регулятор марки МТМ 620 (поз. 5-2, 6-2, 7-2, 8-2, 9-2, 14-2, 15-2, 16-2, 18-2, 21-2, 22-2), який видає регулюючий вплив на виконавчий механізм (поз. 1-5, 5-3, 6-3, 7-3, 8-3, 9-3, 10-4, 13-4, 14-3, 15-3, 16-3, 17-4, 18-3, 20-4, 21-3, 22-3, 23-4, 26-4).

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						36
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

4.2.3 Контроль та регулювання рівня

Контроль рівня в ректифікаційних колонах виконується за допомогою комплексу регулювання рівня САУ-М6, який включає в себе кондуктометричний датчик (поз. 12-1, 19-1, 25-1) та електронний регулятор рівня рідини ЕРСУ-3(поз. 12-2, 19-2, 25-2). Цей набір призначений для регулювання та підтримки в заданих межах рівня рідини в колонах. При занадто великій зміні рівня рідини в колонах прилад подає сигнал на регулятор витрати, який регулює витрату кубового залишку (поз. 13-3, 20-3, 26-3), і стабілізує рівень рідини в колонах.

4.2.4 Сигналізація концентрації

При перевищенні допустимої норми вибухонебезпечного пропану, встановлений комплект для вимірювання концентрації КАЦ-021МС (поз. 27-1, 27-2, 27-3), до якого входять датчик GS133, підсилювач сигналу, реєстратор та сигналізація ЛС-47 (поз. HL1).

4.2.5 Контур перемикавання

Для контролю насоса використовують: пост керування кнопковий марки ПКУ 15-21- 131-УЗ (поз. SB1, SB2), кнопку запобігання вимикання марки КМЕ – 5111 УЗ (поз. SA1) та магнітний пускач марки ПМ12-160210У2В (поз. МП1). Для сигналізації верхньої та нижньої межі рівня використовуються індикаторні лампи марки УПС-1 (поз. HL1, HL2).

Розроблена схема автоматизації забезпечує проведення процесу отримання ізопропілбензолу в регламентованому режимі.

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						37
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

5 Економіко-технічні розрахунки добування ізопропілбензолу

5.1 Схеми організації цеху

Метою діяльності хіміко-технологічного цеху є отримання кумолу, який використовується в сфері виготовлення бензину, а також слугує одним із важливіших компонентів масла для двигунів, що експлуатуються в критичних умовах. Вид економічної діяльності: виробництво продуктів нафтопереробки (С.19.20).

Розроблено систему автоматизації процесу отримання ізопропілбензолу, через алкілування бензолу пропіленом з домішками пропану. Щоб реалізувати цей проект, була створена організаційна структура цеху (рис. 5.1):

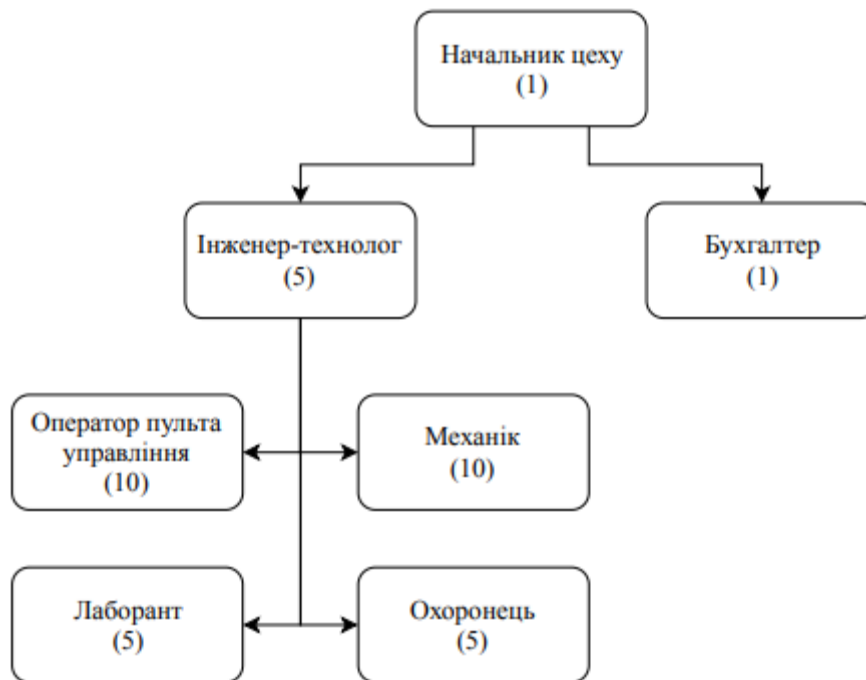


Рисунок 5.1 – Організаційна структура цеху

Під час отримання ізопропілбензолу утворюються незначні залишки діізопропілбензолу. Продуктивність цеху представлено у таблиці 5.1:

Таблиця 5.1 – Продуктивність цеху

Сировина	Продуктивність		
	т/год.	т/день	т/рік
Ізопропілбензол	2,50	60,10	21 935,04
Диізопропілбензол	0,13	3,20	1 169,46

5.2 Технологічна підготовка підприємства

Запишемо види виробничого процесу добування ізопропілбензолу:

I. Основні:

1. Змішування бензолу з пропіленом;
2. Нагрівання суміші до необхідної температури;
3. Процес алкілування бензолу пропіленом у реакторі;
4. Відокремлення домішок від утвореного кумолу;
5. Транспортування готового продукту на склад.

II. Допоміжні:

1. Закупівля, транспортування та проведення аналізів сировини;
2. Закупівля необхідних деталей для приладів;
3. Огляд працездатності приладів.

III. Бічні: утилізація або продаж (на переробку) відходів.

IV. Підсобні: чистка обладнання та цеху.

5.3 Оптимальний вид руху предметів праці

Процес добування ізопропілбензолу через алкілування бензолу пропіленом має наступні припущення: безперервний режим роботи, рівномірний розподіл речовин у поперечному перерізі, частки перебувають у реакторі за одним часом.

Тривалість виробничого циклу показано у таблиці 5.2:

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						39
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

Таблиця 5.2 – Тривалість отримання готової продукції

№	Технологічна стадія	Час виконання, хв
1	Змішування та нагрівання суміші	8
2	Процес алкілування	13
3	Відокремлення пропану	13
4	Відокремлення бензолу та пропілену	13
5	Остаточне відокремлення кумолу з чистотою 99,9%	13

Такий характер отримання кумолу дає змогу вибрати синхронізований ВРПП (рис. 5.2)[11].

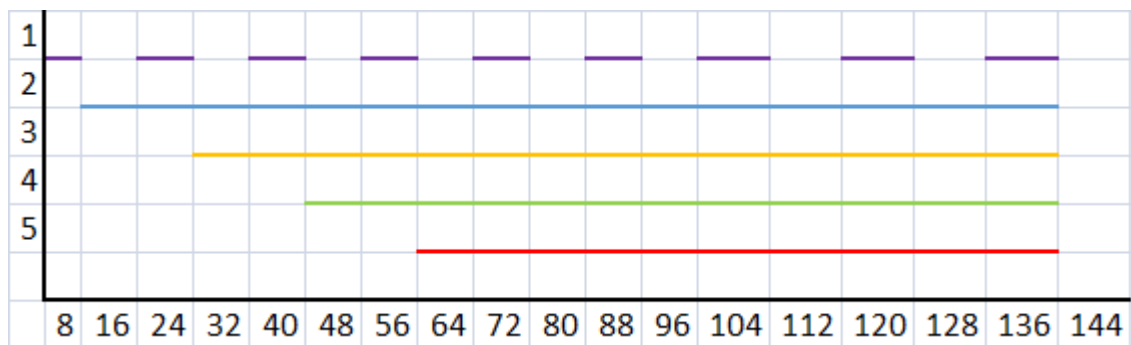


Рисунок 5.2 – Синхронізований ВРПП

5.4 Чисельність персоналу

У персоналу, що працює, для підтримання безперервного режиму роботи цеху, графік характеризується 6-ти годинним робочим чергуванням, так як на робочому місці присутні шкідливі умови праці. До такого персоналу відносяться: інженер-технолог, лаборант, два оператора пульта управління, двоє механіка та охоронець.

Явочна чисельність робітників цеху: $\text{Ч}_{\text{явочна}} = 7$ працівників.

Тривалість роботи підприємства на рік (5.1):

$$T_{\text{рік}}^{\text{підпр}} = 365 * 24 = 8760 \text{ год/рік} \quad (5.1)$$

Тривалість роботи працівника на рік (5.2):

Таблиця 5.4 – Графік змінності робочого персоналу

<i>№</i>	<i>Пн</i>	<i>Вт</i>	<i>Ср</i>	<i>Чт</i>	<i>Пт</i>	<i>Сб</i>	<i>Нд</i>
<i>I</i>	1	1	1	1	1	В	В

5.5 Визначення порядку технічного контролю

Технічний контроль – це перевірка відповідності продукції або процесу, від якого залежать її якість встановленим технічним вимогам. Об'єктом технологічного контролю є технологічний процес. Контроль поділяють на вхідний, заключний, проміжний.

Вхідний контроль включає в себе аналіз якості вхідної сировини. Для цього лаборант перевіряє концентрації речовин на вхідних потоках технологічної установки автоматизації. В його обов'язки входить вести журнал вхідного контролю, записи якого перевіряє інженер-технолог.

Проміжним контролем є перевірка протікання технологічного процесу. Лаборант зобов'язаний вести журнал проміжного контролю, який потім перевіряє інженер-технолог.

На заключному контролі проводиться оцінка якості готової продукції, а саме кумолу. Перевіряється на скільки чиста продукція була утворена внаслідок технологічного процесу. Усі аналізи проводить інженер-технолог, результати яких заносить до журналу заключного контролю. За яким оформлюється паспорт на отриману продукцію.

5.6 Матеріальна, документальна та організаційно-технічна підготовка виробництва

Оборотні засоби – предмети праці, які повністю витрачаються в виробничому циклі і переносять свою вартість на вартість готової продукції повністю і одразу. До оборотних засоби відносять:

- Покупка сировини;

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						42
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

- Опалення приміщення;
- Електроенергія;
- Заробітна плата;
- Оренда будівлі.

1. Затрати на сировину проілюстровано у таблиці 5.5:

Таблиця 5.5 – Вартість сировини

Сировина	Норма витрат, т/рік	Ціна, грн/т	Сума, грн/рік
Бензол	16 556	88 000	1 456 963 200
Пропілен	8 725	42 000	366 448 320
Вода	51 071	12 300	628 170 840
Сума, грн/рік			2 451 582 360

2. Витрати на електроенергію:

Потужність обладнання N= 19 000 кВт/год.

Ціна в денний час – 1 кВт = 2,5 грн, в нічний час – 1 кВт = 2,5*0,5 = 1,25 копійок.

Підприємство працює 24 години на добу, 365 днів на рік:

Денний час: $V_{7:00-23:00} = 16 * 365 * 19\ 000 * 2,5 = 277\ 400\ 000 \frac{\text{грн}}{\text{рік}}$,

Нічний час: $V_{23:00-07:00} = 8 * 365 * 19\ 000 * 1,25 = 69\ 350\ 000 \frac{\text{грн}}{\text{рік}}$.

Витрати на електроенергію:

$$Z_{e/e} = 277\ 400\ 000 + 69\ 350\ 000 = 346\ 750\ 000 \frac{\text{грн}}{\text{рік}}$$

3. Витрати на опалення наведені у таблиці 5.6:

Таблиця 5.6 – Вартість опалення

Площа, м ²	Тариф, грн/м ²	Сезон, міс.	Сума, грн /рік
2 100	31,55	6	397 530

4. Заробітна плата працівників наведена у таблиці 5.7:

Таблиця 5.7 – Заробітна плата

Посада	Кількість працівників	З/П, грн /міс	З/П, за рік всіх працівників
Начальник цеху	1	30 000	360 000
Бухгалтер	1	15 000	180 000
Головний інженер-технолог	5	27 000	1 620 000
Оператор пульта управління	10	12 000	1 440 000
Лаборант	5	10 000	600 000
Механік	10	8 000	960 000
Охоронець	5	7 000	420 000
Всього:			5 580 000
Нарахування (ЄСВ=22%):			1 227 600
ФОП:			6 807 600

5. Вартість ОбЗ наведена у таблиці 5.8:

Таблиця 5.8 – Вартість ОбЗ

Сировина, грн/рік	ЕЕ, грн/рік	Опалення, грн/рік	ФОП, грн/рік	Оренда будівлі, грн /рік	ОбЗ, грн /рік
2 451 582 360	346 750 000	397 530	6 807 600	2 500 000	2 808 037 490

Основні засоби – це засоби праці, які багаторазово приймають участь в процесі виробництва зі збереженням своєї матеріальної форми.

До основних засобів належать:

- будівлі і споруди;
- машини і обладнання;
- транспорт;
- виробничий і господарський інвентар;
- нематеріальні активи.

Вартість обладнання та інвентарю наведені у таблиці 5.9:

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						44
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

Таблиця 5.9 – Вартість обладнання та інвентарю

Обладнання та інвентар	Кількість, шт.	Вартість, грн	Всього, грн	НА	Аморт. обладнання
Теплообмінник	4	75 000	300 000	0,2	60 000
Реактор алкілування	1	500 000	500 000	0,2	100 000
Ректифікаційна колонна	3	320 000	960 000	0,2	192 000
Насос	1	50 000	50 000	0,2	10 000
Змішувач	1	55 000	55 000	0,2	11 000
Робочий інвентар	5	12 000	60 000	0,3	15 000
Сума			1 925 000		388 000

Ціна основних фондів наведена у таблиці 5.10:

Таблиця 5.10 – Основні фонди

Основні фонди	Ціна, грн	НА	Амортизація, грн
Транспорт	700 000	0,2	140 000
Нематеріальні активи	115 000	0,08	9 583
Сума, грн	815 000		149 583

5.7 Розрахунок техніко-економічних показників

Вартість основних засобів: $OЗ = 815\ 000 + 1\ 925\ 000 = 2\ 740\ 000 \frac{\text{грн}}{\text{рік}}$.

Амортизація: $A = 149\ 583 + 388\ 000 = 537\ 583 \frac{\text{грн}}{\text{рік}}$.

Розраховуємо собівартість виробничу (5.5) та повну (5.6):

$$C_{\text{виробн.}} = A + OЗ = 537\ 583 + 2\ 808\ 037\ 490 = 2\ 808\ 575\ 073 \frac{\text{грн}}{\text{рік}} \quad (5.5)$$

$$C_{\text{повна}} = C_{\text{вир.}} + 20\% * \text{невр.} + 50\% * \text{накл.} = 4\ 774\ 577\ 625 \frac{\text{грн}}{\text{рік}} \quad (5.6)$$

Запланована ціна продукції наведена у таблиці 5.11:

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						45
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

Таблиця 5.11 – Ціна продукції

Сировина	Випуск продукції, т/рік	Вартість, грн/т	Сума, грн/рік
Кумол	21 935	320 000	7 019 212 800
Залишки ДПБ	1 169	35 000	40 931 100

Сумарна запланована ціна продукції: $\text{Ц} = 7\,060\,143\,900 \frac{\text{грн}}{\text{рік}}$.

Випуск продукції за рік: $\text{В} = 23\,105 \frac{\text{т}}{\text{рік}}$.

Знаходимо прибуток (5.7):

$$\text{П} = \text{Ц} - \text{С} = 7\,060\,143\,900 - 4\,774\,577\,625 = 2\,285\,566\,275 \frac{\text{грн}}{\text{рік}} \quad (5.7)$$

Рентабельність (5.8):

$$\text{Р} = \frac{\text{П}}{\text{С}} = \frac{2\,285\,566\,275}{4\,774\,577\,625} \cdot 100\% = 47,9\%. \quad (5.8)$$

Капіталовкладення (5.9):

$$\text{К} = \text{ОЗ} + \text{ОбЗ} = 2\,740\,000 + 2\,808\,037\,490 = 2\,810\,777\,490 \frac{\text{грн}}{\text{рік}} \quad (5.9)$$

Коефіцієнт економічної ефективності (5.10):

$$\text{Е} = \frac{\text{П}}{\text{К}} = \frac{2\,285\,566\,275}{2\,810\,777\,490} = 0,813 \quad (5.10)$$

Термін повернення капіталовкладення (5.11):

$$\text{T}_{\text{пов}} = \frac{1}{\text{Е}} = \frac{1}{0,813} = 1,23 \text{ роки} \quad (5.11)$$

Фондовіддача (5.12) та фондоемність (5.13):

$$\text{ФВ} = \frac{\text{Ц}}{\text{ОФ}} = \frac{7\,060\,143\,900}{815\,000} = 8662,75 \frac{\text{грн}}{\text{грн}}, \quad (5.12)$$

$$\text{ФЄ} = \frac{1}{\text{ФВ}} = 0,00012 \frac{\text{грн}}{\text{грн}}. \quad (5.13)$$

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						46
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

5.8 Розрахунок економічної рентабельності автоматизації процесу добування кумолу

Після проведення технологічних розрахунків та установа новог обладнання на установку, витрати бензолу та пропілену змінилися. Витрати після автоматизації наведені у таблиці 5.12:

Таблиця 5.12 – Витрати після автоматизації

Сировина	Витрата		
	т/год.	т/день	т/рік
Бензол	1 884	45 216	16 503 840
Пропілен	990	23 760	8 672 400

Також, замість двох операторів управління потрібен тепер один. Це означає зміну кількості персоналу. Явочна чисельність робітників цеху:

$$Ч_{\text{яв}} = 6 \text{ осіб}, \quad Ч_{\text{сп}} = Ч_{\text{яв}} \cdot \frac{T_{\text{р\ddot{и}к}}^{\text{п\ddot{и}дпр}}}{T_{\text{р\ddot{и}к}}^{\text{прац}}} = 30 \text{ осіб.}$$

Затрати на сировину проілюстровано у таблиці 5.13:

Таблиця 5.13– Витрати на сировину після автоматизації

Сировина	Норма витрат, т/рік	Ціна, грн/т	Сума, грн/рік
Бензол	16 504	88 000	1 452 337 920
Пропілен	8 672	42 000	364 240 800
Вода	51 071	12 300	628 170 840
Сума, грн/рік			2 444 749 560

Заробітна плата працівників наведена у таблиці 5.14:

Таблиця 5.14– Заробітна плата після автоматизації

Посада	Кількість працівників	З/П, грн./міс.	З/П, за рік всіх працівників
1	2	3	4
Начальник цеху	1	30 000	360 000
Бухгалтер	1	15 000	180 000

1	2	3	4
Головний інженер-технолог	5	27 000	1 620 000
Оператор пульта управління	5	12 000	720 000
Лаборант	5	10 000	600 000
Механік	10	8 000	960 000
Охоронець	5	7 000	420 000
Всього:			4 860 000
Нарахування (ЄСВ=22%):			1 069 200
ФОП:			5 929 200

Вартість ОбЗ наведена у таблиці 5.15:

Таблиця 5.15– Вартість ОбЗ після автоматизації

Сировина, грн./рік	ЕЕ, грн./рік	Опалення, грн./рік	ФОП, грн./рік	Оренда будівлі, грн./рік	ОбЗ, грн./рік
2 444 749 560	346 750 000	397 530	5 929 200	2 500 000	2 800 326 290

Також нове обладнання змінить вартість всього обладнання та коштів, і, як наслідок, зміниться вартість основних засобів та амортизації:

$$OЗ = 815\,000 + 1\,977\,500 = 2\,792\,500 \frac{\text{грн}}{\text{рік}},$$

$$A = 149\,583 + 393\,000 = 542\,833 \frac{\text{грн}}{\text{рік}}.$$

Таким чином розраховуємо нові техніко-економічні показники.

Розраховуємо собівартість:

$$C_{\text{виробн.}} = A + OЗ = 542\,833 + 2\,800\,326\,290 = 2\,800\,869\,123 \frac{\text{грн}}{\text{рік}},$$

$$C_{\text{повна}} = C_{\text{виробн.}} + 20\% * \text{невр.} + 50\% * \text{накл. і} = 4\,761\,477\,510 \frac{\text{грн}}{\text{рік}}.$$

Прибуток:

$$\Pi = \text{Ц} - C = 7\,060\,143\,900 - 4\,761\,477\,510 = 2\,98\,666\,390 \frac{\text{грн}}{\text{рік}}.$$

										Арк.
										48
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис							

$$\text{Рентабельність: } P = \frac{\Pi}{C} = \frac{2\,98\,666\,390}{4\,761\,477\,510} \cdot 100\% = 48,3\%$$

Капіталовкладення:

$$K = OЗ + OБЗ = 2\,792\,500 + 2\,800\,326\,290 = 2\,803\,118\,790 \frac{\text{грн}}{\text{рік}}$$

Коефіцієнт економічної ефективності:

$$E = \frac{\Pi}{K} = \frac{2\,98\,666\,390}{2\,803\,118\,790} = 0,82.$$

Термін повернення капіталовкладення: $T_{\text{пов}} = \frac{1}{E} = \frac{1}{0,82} = 1,219$ роки.

$$\text{Фондовіддача: } ФВ = \frac{\Pi}{ОФ} = \frac{7\,060\,143\,900}{815\,000} = 8662,7 \frac{\text{грн}}{\text{грн}}$$

$$\text{Фондосмність: } ФС = \frac{1}{ФВ} = 0,00012 \frac{\text{грн}}{\text{грн}}$$

5.9 Порівняння техніко-економічних показників до та після автоматизації

Для зручності проведення аналізу економічної ефективності автоматизації процесу, складемо таблицю 5.16:

Таблиця 5.16– Порівняльна таблиця техніко-економічних показників

Показник	Значення		Результати зміни
	До автоматизації	Після автоматизації	
1	2	3	4
Річний випуск продукції (В), т/рік	23 105	23 105	0
Ціна річного випуску продукції (Ц), грн./рік	7 060 143 900	7 060 143 900	0
Чисельність персоналу за списком (Чсп.), чол.	35	30	-5
Собівартість (С), грн./рік	4 774 577 625	4 761 477 510	-13 100 115
Прибуток (П), грн./рік	2 285 566 275	2 298 666 390	13 100 115
Рентабельність (Р), %	0,479	0,483	0,004

Продовження таблиці 5.16

1	2	3	4
Капіталовкладення (К), грн./рік	2 810 777 490	2 803 118 790	-7 658 700
Коефіцієнт економічної ефективності (Е)	0,813	0,820	0,0069
Термін повернення капіталовкладень (Тпов.), років	1,230	1,219	-0,0103
Фондовіддача (ФВ), грн./грн.	8 662,753	8662,753	0
Фондоємність (ФС), грн./грн.	0,000115	0,000115	0

Як результат бачимо, що проведення автоматизації процесу отримання ізопропілбензолу змінила:

- зменшення чисельності робочого персоналу;
- зменшення собівартості;
- збільшення прибутку;
- збільшення рентабельності виробництва;
- зменшення капіталовкладень та їх терміну повернення.

Отже, проведення автоматизації виробництва ізопропілбензолу є більш економічно вигідним ніж зі звичайним виробництвом.

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						50
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

6 Охорона праці

Процес виробництва кумолу включає в себе використання шкідливих, вибухонебезпечних речовин; застосування теплової та електричної енергії.

Даний проект розроблений, згідно вимог охорони праці та пожежної безпеки.

Аналізуючи небезпечні та шкідливі речовини, у цьому розділі розроблені заходи, що забезпечать здорове та безпечне робоче місце з відповідною пожежною безпекою[11,12].

6.1 Виявлення та аналіз шкідливих, небезпечних виробничих факторів в умовах проектного виробництва

6.1.1 Повітря робочої зони

Відповідно до ДСН 3.3.6.042-99, категорія робіт за важкістю відноситься до класу II-а[2].

Санітарні норми параметрів мікроклімату для виробничого цеху наведені в таблиці 6.1.

Таблиця 6.1 – Санітарні норми параметрів мікроклімату цеху

Період року	Категорія робіт	Температура, °С		Вологість повітря, %		Швидкість руху повітря, м/с	
		Оптимальна	Допустима	Оптимальна	Допустима	Оптимальна	Допустима
Холодний	II-а	18-20	15-24	40-60	75	0,2	0,3
Теплий		21-23	17-29		65	0,3	0,2-0,4

Для забезпечення санітарних норм мікроклімату і належної чистоти повітря потрібно провести:

- механізацію і автоматизацію робіт;

									Арк.
									51
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис						

- дистанційне управління процесами й апаратами;
- раціональне розміщення обладнання;
- теплоізоляція обладнання, що випромінює тепло.

Дані аналізу санітарної характеристики виробничого цеху наведені у таблиці 6.2[13].

Таблиця 6.2 – Коротка санітарна характеристика виробничого цеху

Назва виробничої дільниці	Виробничий цех алкілування бензолу пропіленом
Шкідливі речовини, що виділяються	Пропан
Група шкідливої речовини, характеристика шкідливого впливу	Загальна токсична речовина. Викликає подразнення нервової системи, шкіри, травної системи
ГДК шкідливої речовини у повітрі робочої зони, мг/м ³	300
Клас небезпечності шкідливої речовини	IV
Засоби індивідуального захисту	Респіратор, протигаз марки А; гумовий спецодяг; захисні окуляри
Засоби долікарської допомоги	Штучне дихання; промити великою кількістю води; викликати медичну допомогу
Методи контролю вмісту шкідливих речовин у повітрі робочої зони	Автоматичний стаціонарний сигналізатор і газоаналізатор
Клас виробництва згідно СН 245-71	I
Санітарна група виробничого процесу згідно з СНиП 2.09.04-87	Iв

6.1.2 Виробниче освітлення

Відповідно до ДБН В.2.5-28-99, розряд робіт у виробничому цеху – VIII-б.

У даному цеху використовується освітлення:

- природне – комбінована система верхнього і бічного освітлення;

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						52
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

- штучне – система світильників;
- суміщене;
- локалізоване.

Норми освітленості наведені у таблиці 6.3.

Таблиця 6.3 – Норми освітлення КПО виробничого цеху

Розряд зорової роботи	Освітленість, лк		КПО, ен %	
	Штучна		Природна	Суміщена
	Загальна	Комбінована	Бічне	Бічне
VIII-б	100	.-	0,3	0,7

Освітленість за функціональним призначенням має системи:

- робоча;
- аварійна – спрацьовує при відключенні робочого освітлення;
- евакуаційна;
- ремонтна – при проведенні ремонтних робіт, у цеху знаходяться переносні електричні світильники;
- охоронна.

Оскільки у виробничому цеху є вибухонебезпечні зони, то для вимірювання й контролю освітленості будуть використані люксметри Ю-117.

Також на виробництві знаходиться приміщення для двох операторів пульта управління. У даному приміщенні наявні два робочих місця з обладнанням ЕОМ.

Таким чином, можемо розрахувати освітленість робочого місця операторів за методом використання світлового потоку [13]. Рівень природної освітленості – 200 лк, за освітленості тієї ж поверхні відкритим небосхилом в 20 000 лк. Отримуємо КПО = 1%, що не відповідає нормативному КПО.

Розміри приміщення робочого місця операторів: ширина – 4 м, довжина – 7 м, висота – 4 м, площа - 28 м².

Визначимо світловий потік, що падає на робочу поверхню за формулою (6.1)[11]:

$$F = \frac{E * K * S * Z}{\eta}, \quad (6.1)$$

де F - світловий потік, що розраховується, Лм; $E = 300$ Лк – нормована мінімальна освітленість; $S = 28 \text{ м}^2$ – площа освітлюваного приміщення; $Z = 1,1$ - відношення середньої освітленості до мінімальної; $K = 1,5$ - коефіцієнт запасу; η - коефіцієнт використання світлового потоку, що характеризується коефіцієнтами відбиття від стін $\rho_{\text{ст}} = 50\%$ і стелі $\rho_{\text{стелі}} = 50\%$.

Обчислимо індекс приміщення за формулою (6.2):

$$I = \frac{S}{h_p * (A + B)} = \frac{28}{1 * (7 + 4)} = 2,54, \quad (6.2)$$

де h_p – розрахункова висота підвісу ($h_p = h_1 - h_2$, $h_p = 1$ м).

При $I = 2,54$, коефіцієнт використання світлового потоку $\eta = 0,77$.

Підставимо всі значення у формулу для визначення світлового потоку:

$$F = \frac{300 * 1,5 * 28 * 1,1}{0,77} = 18\,000 \text{ Лм}$$

Для освітлення використані люмінесцентні лампи типу ЛБ-40, світловий потік яких $F = 3120$ Лм. Розрахуємо необхідну кількість ламп у світильниках за формулою (6.3):

$$N = \frac{F}{F_{\text{л}}} = \frac{18\,000}{3\,120} \approx 6, \quad (6.3)$$

де N – кількість ламп, що визначається; F - світловий потік; $F_{\text{л}}$ - світловий потік лампи.

В приміщенні використовуються світильники типу НОДЛ. Кожен світильник комплектується двома лампами. Тобто необхідно використовувати 3 світильники із 2 працюючими лампами в них.

Схема розташування світильників в операторській зображена на рисунку 6.1:

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						54
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

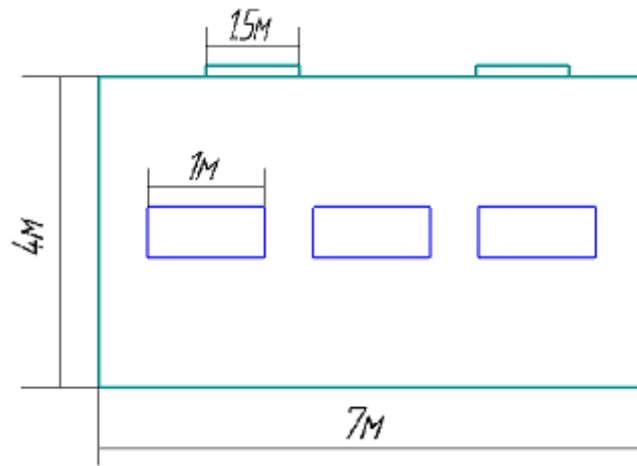


Рисунок 6.1 – Схема розташування світильників в приміщенні

6.1.3 Захист від виробничого шуму й вібрацій

Джерелами вібрації в проектуваному виробництві є наступне обладнання: електродвигуни, вентилятори. Джерелами шуму у виробництві є реактор, ректифікаційні колони, насоси.

У виробничих приміщеннях стандартний рівень звуку становить 80 дБ. Допустимий рівень вібрації в приміщенні для 1-го ступеня шкідливості - до 3 дБ, для 2-го ступеня шкоди - до 3,1 дБ, для 3-го ступеня шкоди - більше 3,1 дБ. Даний цех відноситься до 2-го ступеня вібраційної небезпеки.

Для захисту від промислового шуму встановлюють звукоізолюючі пристрої: перегородки, екрани і об'ємні звукопоглиначі у вигляді оригінальних кубів і кулі, що висять над шумогенераторами. Для зниження рівня вібрації під вібраційним обладнанням встановлені амортизатори, виготовлені зі сталевих пружин.

Як індивідуальний пристрій захисту від шуму відповідно до [7] передбачені м'які безшумні вкладки. Рукавички зі спеціальними вібраційними захисними вставками використовуються для захисту рук від впливу вібрації.

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						55
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

Для захисту від вібрацій, що передаються через ноги, взуття забезпечено товстою гумовою підошвою. Для вимірювання шуму та вібрації використовується вимірювач ВХФ-003.

6.1.4 Електробезпека

Електрообладнання у виробництві живиться від трифазної чотирипровідної електричної мережі змінного струму промислової частоти 380/220 В з глухим заземленим нейтралем. Для змінного струму з частотою 50 Гц максимальні допустимі значення напруги контакту і струму, що проходять через тіло людини, в аварійному режимі $I_{л} = 6$ мА, $U_{дот} = 36$ В; при нормальній роботі електрообладнання $I_{л} = 0,3$ мА, $U_{дот} = 2$ В.

Згідно з [9] порівнюють розрахункове значення із гранично допустимим значенням струму (6.4):

$$I_{л} = \frac{U_{\phi} * 10^3}{R_{л} + R_0}, \text{ мА}; \quad (6.4)$$

де $R_{л} = 2...4$ кОм, опір тіла людини; $R_0 = 4$ Ом, опір нейтралі заземлення; $U_{\phi} = 220$ В, фазова напруга, В.

$$I_{л} = \frac{220 * 10^3}{4000 + 4} = 0,05 \text{ А}$$

Напруга дотику розраховується за формулою (6.4):

$$U_{д} = I_{л} * R_{л} * 10^3 = 0,05 * 4000 = 220 \text{ В} \quad (6.4)$$

Для забезпечення електробезпеки передбачені наступні технічні заходи та засоби: відключення, безпечне вимикання, низька напруга, ізоляція частин струму, розділення електричних мереж, знаки безпеки, корпуси, блокування, попереджувальні сигнали, попереджувальні плакати. Також використовується подвійна ізоляція. Виробничі приміщення передбачають періодичне тестування окремих типів дротів, освітлювальної арматури, пускачів електродвигунів та іншого електрообладнання.

Для забезпечення індивідуального захисту використовуються діелектричні рукавички, інструменти з ізолюючими ручками, індикатори

									Арк.
									56
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис						

напруги, діелектричні калоші, ізоляційні опори, гумові килимки, тимчасові огороження, захисні окуляри.

6.1.5 Безпека технологічних процесів та обслуговування обладнання

На основі аналізу схеми виробництва було визначено, що основними джерелами екологічної небезпеки є ректифікаційні колони, так як вони працюють під високим тиском та при великій температурі.

На виробництві установлений трубопровід пропану, діізопропілбензолу та т ізопропілбензолу.

Пропан є вибухонебезпечним, область запалювання 2.1 - 9.5%. У нормальних умовах температура самозаймання становить 466 °С. Пропан транспортується для подальшої обробки і очищення. Пропан повинен транспортуватися залізничним, автомобільним та водним транспортом відповідно до правил перевезення небезпечних вантажів і правил експлуатації резервуарів, що працюють під надлишковим тиском[7].

Ізопропілбензол вважається небезпечним через його властивості: температура спалаху 34 °С; температура самозаймання 424 °С; Площа займання 0,9 - 6,5%. При роботі з ізопропілбензолом необхідно дотримуватися правил захисту від статичної електрики. Ізопропілбензол є продуктом цього виробництва. Вони зберігаються в сталевих резервуарах під шаром азоту і транспортуються в рідкому вигляді, в металевих ємностях, по залізниці. Наповнення резервуарів відбувається розрахунком об'ємного розширення виробу в результаті різниці температур[12].

6.2 Пожежна безпека

У проєктованому виробництві можливими джерелами пожежі є перевантаження електрообладнання, нагрівання стінок обладнання, іскри

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						57
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

електрообладнання та тертя деталей машин, поява електричної дуги при обриві високовольтних ланцюгів, перегрівання електрообладнання. Електрообладнання закритого типу, встановлене на заводі, має пило- і вологозахищені властивості.

У табл. 6.4 наведені показники пожежно-вибухових речовин і матеріалів та класифікація цеху пожежо- й вибухонебезпечністю [7,14]. При проектуванні цеху передбачені запобіжні заходи: пожежні бар'єри у вигляді гребенів, навісів, бічних стін, вогнезахисних воріт 10 м, протипожежні водопровідні, пожежні крани, бутерброди і пожежні дошки, вогнегасники типу ВВ, ДВЗ; встановлена автоматична пожежна сигналізація, захист ізоляції від теплового, механічного впливу.

Для нагрівачів передбачено використання запобіжних пристроїв (мембран, клапанів). Всі електроустановки обладнані запобіжниками від струмів короткого замикання.

Встановлена пожежна сигналізація автоматичного типу. Для захисту електрообладнання від займання використовується регулярне технічне обслуговування, фарбування електроустаткування негорючими матеріалами.

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	Арк.
						58
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

Таблиця 6.4 – Показники пожежо- і вибухонебезпечності речовин та матеріалів

Речовини, що мають обіг у виробництві		Ацетилен	Вінілхлорид	Деревина	Машинне масло
Агрегатний стан речовини у н.у.		Газ	Газ	Твердий	Рідкий
Горючість, займистість		Вибухонебезпечна, горюча	Вибухонебезпечна, горюча	Легкозаймиста, горюча	Вибухонебезпечна, горюча
Показники пожежної вибухонебезпечності	Температура спалаху	10	-78	820	158
	Температура займання	15	13	822	200
	Температура самозаймання	335	472	850	350
Межа запалення	% об'ємних	2,3 – 80,7	3,6 – 33	36	41
	мг/м ³	2,5	1,2	630	897
Вибухонебезпечні суміші з повітрям	Категорія	ІІС	ІІ	-	
	Група	T2	T1	-	
Вогнегасні засоби		Пінні вогнегасники типу ВХП	Вуглекислотні вогнегасники типу ОУ-2, ОУ-5, ОУ-8	Порошковий вогнегасник типу ОП-10, пісок	Пінні вогнегасники типу ВХП
Категорія приміщення за ОНТП 24-86		В		-	
Клас приміщення і зовнішніх установок згідно з ПУЕ		1		0	
Категорія об'єкта і тип зони захисту згідно з БН 305-77		ІІБ		-	

Висновки

Відповідно до завдання бакалаврського дипломного проекту було досліджено процес отримання ізопропілбензолу за алкілуванням бензолу пропіленом.

За допомогою розробленої схеми процесу алкілування у програмі-симуляторі ChemCad 7, були розраховані матеріальні баланси схеми.

Використовуючи програму MathCad 15, був створений програмний модуль розрахунку математичної моделі трубчастого реактора отримання кумолу, у комп'ютерному середовищі Visual Studio C#.

На основі аналізу технологічного процесу, було розроблено схему автоматизації та обрані необхідні засоби реєстрації, контролю та регулювання

Було визначено техніко-економічні показники до і після автоматизації процесу виробництва ізопропілбензолу та рентабельність його впровадження.

Проведено аналіз і визначено основні екологічні фактори небезпеки виробництва та шляхи мінімізації їх впливу.

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	60
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			

ДОДАТКИ

Додаток А

Звіт з потоків розробленої схеми у ChemCad 7.1.2

STREAM PROPERTIES

Stream No.	1	2	3	4
Name				
- - Overall - -				
Mass flow kg/h	1890.0000	996.0000	3337.1348	3337.1348
Temp C	25.0000	25.0000	18.3621	100.0000
Pres MPa	0.1030	0.1030	0.1030	0.1030

Flow rates in kg/h

Benzol	1890.0000	0.0000	2311.1824	2311.1824
Propylene	0.0000	946.0000	975.9524	975.9524
Cumene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
P-Diisopropylben	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	50.0000	50.0000	50.0000

Stream No.	5	6	7	8
Name				
- - Overall - -				
Mass flow kg/h	3337.1143	3337.1108	3337.1108	50.0000
Temp C	100.0000	100.0000	150.0000	34.0000
Pres MPa	0.1030	0.1030	0.1030	0.1030

Flow rates in kg/h

Benzol	619.4376	619.4377	619.4377	0.0000
Propylene	64.5880	29.9694	29.9694	0.0000
Cumene	2603.0889	2504.2092	2504.2092	0.0000
P-Diisopropylben	0.0000	133.4944	133.4944	0.0000
Propane	50.0000	50.0000	50.0000	50.0000

Stream No.	9	10	11	12
Name				
- - Overall - -				
Mass flow kg/h	3287.1108	3287.1108	451.1870	451.1870
Temp C	200.0000	90.0000	30.0000	25.0000
Pres MPa	0.1030	0.1030	0.1030	0.1030

Flow rates in kg/h

Benzol	619.4377	619.4377	421.2177	421.2177
Propylene	29.9694	29.9694	29.9694	29.9694
Cumene	2504.2092	2504.2092	0.0000	0.0000
P-Diisopropylben	133.4944	133.4944	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Stream No.	13	14	15
Name			
- - Overall - -			
Mass flow kg/h	2835.9238	2504.2092	331.7144
Temp C	170.0000	100.0000	155.0000
Pres MPa	0.1030	0.1030	0.1030

Flow rates in kg/h

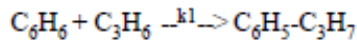
Benzol	198.2200	0.0000	198.2200
Propylene	0.0000	0.0000	0.0000
Cumene	2504.2092	2504.2092	0.0000
P-Diisopropylben	133.4944	0.0000	133.4944
Propane	0.0000	0.0000	0.0000

					ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ	
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис			63

Робочий лист MathCad 15 з розрахунком математичної моделі трубчастого реактора ідеального витіснення

Моделювання реакції отримання ізопропілбензолу у кінетичному реакторі

У даному реакторі протікає реакція отримання ізопропілбензолу ($C_6H_5-C_3H_7$) через алкілювання бензолу (C_6H_6) пропіленом (C_3H_6):



Початкові данні:

$C_{a0} := 6.34$ - початкова концентрація бензолу, моль/л

$C_{b0} := 3.394$ - початкова концентрація пропілену, моль/л

$C_{c0} := 0$ - концентрація ізопропілбензолу, моль/л

$T_r := 373$ - температура алкілювання, К

$R_u := 8.31$ - універсальна газова стала, Дж/(моль*К)

$t_0 := 0$. $t_k := 10000$ $\Delta t := 10$ - час проведення реакції, с

$n := \frac{t_k}{\Delta t} = 1 \times 10^3$. $i := 1, 2..n$

$k_1 := 6510 \cdot e^{\frac{-52564}{R \cdot T}} = 2.81 \times 10^{-4}$ - константа швидкості реакції, л/(моль*с)

Складаємо систему рівнянь зміни концентрації компонентів рівняння за часом:

$$f_{Ca}(Ca, Cb) := -k_1 \cdot Ca \cdot Cb$$

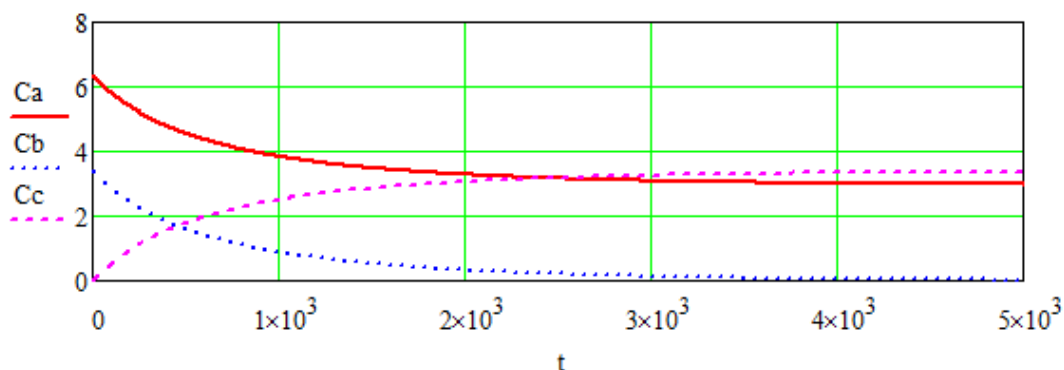
$$f_{Cb}(Ca, Cb) := -k_1 \cdot Ca \cdot Cb$$

$$f_{Cc}(Ca, Cb, Cc) := k_1 \cdot Ca \cdot Cb$$

Розраховуємо отриману систему диференційних рівнянь методом Ейлера:

$$\begin{pmatrix} t_i \\ Ca_i \\ Cb_i \\ Cc_i \end{pmatrix} := \begin{pmatrix} t_{i-1} + \Delta t \\ Ca_{i-1} + f_{Ca}(Ca_{i-1}, Cb_{i-1}) \cdot \Delta t \\ Cb_{i-1} + f_{Cb}(Ca_{i-1}, Cb_{i-1}) \cdot \Delta t \\ Cc_{i-1} + f_{Cc}(Ca_{i-1}, Cb_{i-1}, Cc_{i-1}) \cdot \Delta t \end{pmatrix}$$

Будуємо графік зміни концентрації компонентів реакції за часом:

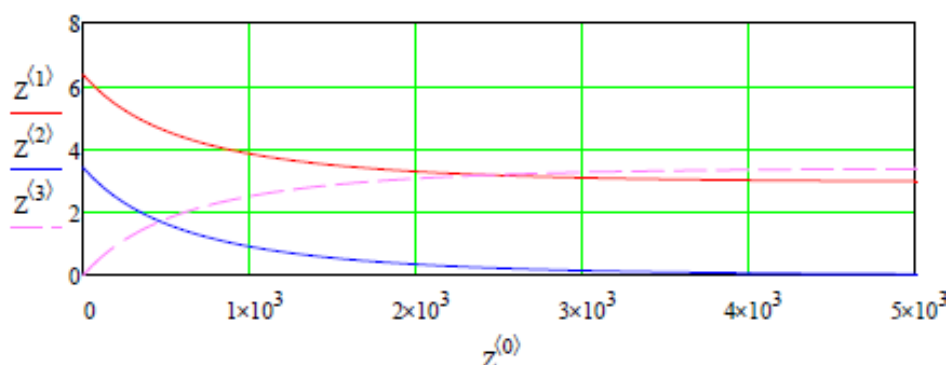


Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	

Розраховуємо отриману систему диференціальних рівнянь методом Рунге-Куты:

$$\underline{C} := \begin{pmatrix} 6.34 \\ 3.394 \\ 0 \end{pmatrix} \quad k := 2.81 \times 10^{-4} \quad D(t, C) := \begin{pmatrix} -k \cdot C_0 \cdot C_1 \\ -k \cdot C_0 \cdot C_1 \\ k \cdot C_0 \cdot C_1 \end{pmatrix}$$

$$Z := \text{rkfixed}(C, 0, 10000, 1000, D)$$



Модельовання трубчастого реактора алкілювання

За побудованою схемою у ChemCad, було знайдено об'ємний видаток реакційної суміші:

$$w := 4.581 \text{ - м}^3/\text{год}$$

$$v := \frac{w}{3600} = 1.273 \times 10^{-3} \text{ - м}^3/\text{с}$$

За побудованим графіком кінетики обираємо час, після якого реакція припиняється:

$$\tau := 4650 \text{ - с}$$

Далі знаходимо параметри реактора:

$$\underline{V} := v \cdot \tau = 5.917 \text{ - об'єм реактора, м}^3$$

$$d := 0.8 \text{ - діаметр реактора, м}$$

$$r := \frac{d}{2} = 0.4 \text{ - радіус реактора, м}$$

$$\underline{L} := \frac{V}{3.14 \cdot r^2} = 11.778 \text{ - довжина реактора, м}$$

$$\underline{S} := \pi \cdot r^2 = 0.503 \text{ - площа поперечного перерізу потоку реакційної суміші, м}^2$$

$$u := \frac{v}{S} = 2.532 \times 10^{-3} \text{ - лінійна швидкість реакційної суміші, м/с}$$

Записуємо математичну модель реактора ідеального витіснення:

$$\frac{dC}{dt} = -u \cdot \frac{dC}{dt} + w_T, \text{ при } \frac{dC}{dt} = 0 \text{ бо реактор працює в неперервному режимі.}$$

Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	

Замінюємо швидкість реакції реакції на швидкість зміни концентрації підставляємо в матмодель, та ділимо на лінійну швидкість. Внаслідок чого отримуємо:

$$\frac{dC_i}{dl} = \frac{W_{ra}}{u}$$

Таким чином можемо записати кінетику:

$$W_{ra} = -k_1 \cdot C_a \cdot C_b$$

$$W_{rb} = -k_1 \cdot C_a \cdot C_b$$

$$W_{rc} = k_1 \cdot C_a \cdot C_b$$

Та отримуємо математичну модель реактора:

$$\frac{dC_a}{dl} = \frac{W_{ra}}{u} = \frac{-k_1 \cdot C_a \cdot C_b}{u}$$

$$\frac{dC_b}{dl} = \frac{W_{rb}}{u} = \frac{-k_1 \cdot C_a \cdot C_b}{u} \quad \frac{dC_c}{dl} = \frac{W_{rc}}{u} = \frac{k_1 \cdot C_a \cdot C_b}{u}$$

Записуємо систему:

$$F_{Ca}(C_a, C_b) := \frac{-k_1 \cdot C_a \cdot C_b}{u}$$

$$F_{Cb}(C_a, C_b) := \frac{-k_1 \cdot C_a \cdot C_b}{u}$$

$$F_{Cc}(C_a, C_b, C_c) := \frac{k_1 \cdot C_a \cdot C_b}{u}$$

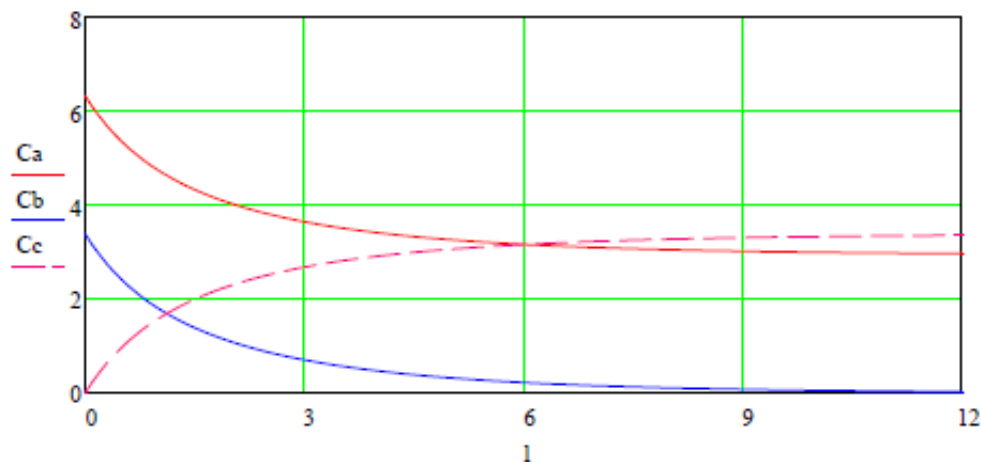
$$l_0 := 0 \quad \Delta l := 0.1 \quad i := 1..n$$

$$\frac{n}{\Delta l} := \frac{L}{\Delta l} = 117.777$$

Розраховуємо отриману систему диференціальних рівнянь методом Ейлера:

$$\begin{pmatrix} l_i \\ C_{a_i} \\ C_{b_i} \\ C_{c_i} \end{pmatrix} := \begin{pmatrix} l_{i-1} + \Delta l \\ C_{a_{i-1}} + F_{Ca}(C_{a_{i-1}}, C_{b_{i-1}}) \cdot \Delta l \\ C_{b_{i-1}} + F_{Cb}(C_{a_{i-1}}, C_{b_{i-1}}) \cdot \Delta l \\ C_{c_{i-1}} + F_{Cc}(C_{a_{i-1}}, C_{b_{i-1}}, C_{c_{i-1}}) \cdot \Delta l \end{pmatrix}$$

Будуємо графік зміни концентрації компонентів реакції за довжиною реактора:



Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	

Специфікація устаткування

Позиція на схемі	Назва параметра	Середовище, місце відбору інформації	Граничне значення параметра	Місце монтажу	Назва, технічна характеристика	Тип, марка моделі	Завод-виробник	К-ть
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1-1, 3-1	Витрата	Трубопровід	2,5 м ³ /год	Трубопровід	Звужуючий пристрій, Ду=150 мм; сталь 12X18Н10Т	ДКС 10-150	ПАТ "Івано-Франківський завод "Промприлад"	2
2-1, 17-1, 20-1, 23-1, 24-1	Те саме	Трубопровід	3,5 м ³ /год	Трубопровід	Звужуючий пристрій, Ду=175 мм; сталь 12X18Н10Т	ДКС 10-175	ПАТ "Івано-Франківський завод "Промприлад"	5
4-1, 13-1	Те саме	Трубопровід	8 м ³ /год	Трубопровід	Звужуючий пристрій, Ду=250 мм; сталь 12X18Н10Т	ДКС 10-250	ПАТ "Івано-Франківський завод "Промприлад"	2
10-1, 11-1, 26-1	Те саме	Трубопровід	1 м ³ /год	Трубопровід	Звужуючий пристрій, Ду=100 мм; сталь 12X18Н10Т	ДКС 10-100	ПАТ "Івано-Франківський завод "Промприлад"	3
1-2, 2-2, 3-2, 4-2, 10-2, 11-2, 13-2, 17-2, 20-2, 23-2, 24-2, 26-2	Те саме	Трубопровід	120 кгс/см ²	Місцевий	Дифманометр мембранний безшкальний; верхня межа надлишкового тиску 120 кгс/см ²	ДМ-3583 М	ПАТ "Івано-Франківський завод "Промприлад"	12

Продовження специфікації устаткування

1	2	3	4	5	6	7	8	9
10-3, 13-3, 17-3, 20-3, 23-3, 26-3	Те саме	Трубопровід	4.. 20 мА	Щит керування	Показуючий автоматичний прилад слідкуючого урівноваження. Вихідний сигнал 4.. 20 мА	РП 120-30	ДП "Львівприлад" м. Львів	6
3-3, 4-3, 11- 3, 24-3	Те саме	Трубопровід	4.. 20 мА	Щит керування	Показуючий автоматичний прилад. Вихідний сигнал 4.. 20 мА	РП 120-20	ДП "Львівприлад" м. Львів "	4
1-3	Те саме	Трубопровід	4.. 20 мА	Щит керування	Показуючий сумуючий автоматичний прилад. Вихідний сигнал 4.. 20 мА	МС-II EXP	Honeywell	1
1-4	Те саме	Трубопровід	4.. 20 мА	Щит керування	Прилад регулювання співвідношення. Похибка регулювання = 0,25%; вихідний сигнал 4.. 20 мА	УЗОР-01С	ДП "Львівприлад" м. Львів "	1
5-1, 6-1, 7- 1, 8-1, 9-1, 14-1, 15-1, 16-1, 18-1, 21-1, 22-1	Температура	Трубопровід	220 °С	Трубопровід	Термоелектричний перетворювач опору. Робочий діапазон температур 200 °С – 600 °С. Вихідний сигнал 4.. 20 мА. Напруга живлення 12-36 В. Межа похибки 1-2%	ТСПУ- 0289	НВО "Електротермія" м. Луцьк	11
5-2, 6-2, 7- 2, 8-2, 9-2, 14-2, 15-2, 16-2, 18-2, 21-2, 22-2	Те саме	Трубопровід	4.. 20 мА	Щит керування	Електричний ПІД-регулятор. Вхідний сигнал 4.. 20 мА.	МТМ-620	ТОВ НВП "Микротерм" м. Северодонецьк	11

№ док.м.

Підпис

ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ

Продовження специфікації устаткування

1	2	3	4	5	6	7	8	9
12-1, 19-1, 25-1, 12-2, 19-2, 25-2	Рівень	Ректифікаційна колона	3 м	Ректифікаційна колона, місцевий	Комплект регулювання рівня. Вихідний сигнал 4.. 20 мА	САУ-М6	ПНВП "Промприлад" м. Житомир	3
27-1, 27-2, 27-3	Концентрація	Цех виробництва	2%	Цех виробництва, місцевий, щит керування	Комплект для вимірювання концентрації пропану. Діапазон температур 1 °С -70 °С; межа похибки 0,15-0,3%	КАЦ- 021МС	ТОВ НВП "Техноприбор" м. Москва	1
1-5, 5-3, 6-3, 7-3, 8-3, 9-3, 10-4, 13-4, 14-3, 15-3, 16-3, 17-4, 18-3, 20-4, 21-3, 22-3, 23-4, 26-4	-	Трубопровід	4.. 20 мА	Трубопровід	Електричний виконавчий механізм. Вихідний сигнал 4.. 20 мА.	МЕО- 40/10- 0,25-99К	ПАТ НВО "Теплоавтомат" м. Харків	18
HL3	-	-	220 В	Щит керування	Лампа електрична сигнальна	ЛС-47	ІЕК "Україна" м. Вишневе	1
HL1, HL2	-	-	220 В	Щит керування	Світлодіодна лампа. Кут випромінювання 120°. Робоча температура -60 °С - +100 °С	УПС-1	ТОВ "ТД Каскад- Електро" м. Москва	1

ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ

№ док.м.

Підпис

Продовження специфікації устаткування

1	2	3	4	5	6	7	8	9
SB1, SB2	Витрата	Насос М-1	-	Щит керування	Пост керування кнопковий, кількість елементів управління - 2. Номінальна напруга ізоляції 660 В, номінальний тепловий струм 10 А. Температура довкілля -40 °С - +40 °С. Відносна вологість повітря 98%, комутаційна зносостійкість 1 000 000 циклів	ПКУ 15-131-УЗ	ДП ЗАТ "Променергоавтоматика" м. Київ	2
SA1	-	-	-	Місцевий	Кнопка запобіжного вимикання. Номінальна виробнича напруга: змінна 660 В. Номінальний виробничий струм 10 А	КМЕ-5111 УЗ	ТДВ "Кам'янець-Подільський електромеханічний завод" м. Кам'янець-Подільський	1
МП1	-	-	-	Місцевий	Пускач магнітний безконтактний нереверсивний, робоча напруга 220.. 380 В	ПМ-12160210 УЧВ	ВАТ "Електроприбор" м. Чебоксари	1

ДП ХА 5122 1490 001 ПЗ

№ док.м.

Підпис