

**НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ  
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»**

Факультет хіміко-технологічний  
Кафедра кібернетики хіміко-технологічних процесів

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

“ ” червня 2015 р.

**Дипломний проект**

**на здобуття ступеня бакалавра**

зі спеціальності 6.050202 "Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології"

на тему: Комп'ютерний розрахунок процесу синтезу карбаміду

Виконав студент IV курсу, групи ХА-11  
Черняк Артем Юрійович

Керівник доц. каф. КХТП, к.т.н., доц. Бугаєва Л.М.  
(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали) \_\_\_\_\_ (підпис)

Консультанти:

з хімічної технології доц. каф. КХТП, к.т.н., доц. Безносик Ю.О. \_\_\_\_\_ (підпис)

з математичн. моделювання доц. каф. КХТП, к.фіз-мат.н., Фоглер О.М. \_\_\_\_\_ 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, науковий ступінь, прізвище та ініціали) \_\_\_\_\_ (підпис)

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

Студент \_\_\_\_\_ (підпис)

Київ – 2015 року

**Національний технічний університет України  
«Київський політехнічний інститут»**

Факультет хіміко-технологічний.

Кафедра кібернетики хіміко-технологічних процесів.

Рівень вищої освіти – перший (бакалаврський)

Спеціальність 6.050202" Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології"

**ЗАТВЕРДЖУЮ**

В.о. завідувача кафедри

Г.В.Бойко  
(підпис)

«   » червня 2015р.

**ЗАВДАННЯ  
на дипломний проект студенту**

Черняку Артему Юрійовичу

1. Тема проекту Комп'ютерний розрахунок процесу синтезу карбаміду

керівник проекту Бугаєва Людмила Миколаївна, к.т.н., доц.

затверджені наказом по університету від «09 » квітня 2015р. № 859-с

2. Термін подання студентом проекту 11 червня 2015р

3. Вихідні дані до проекту: технологічна схема процесу синтезу карбаміду.

4. Зміст пояснювальної записки: технологічна схема процесу синтезу карбаміду (опис процесу); розрахунок матеріальних балансів процесу синтезу карбаміду (структурний аналіз, розрахунок матеріальних балансів; автоматизований розрахунок колони синтезу карбаміду, розробка обчислювального модулю; автоматизація технологічної схеми процесу синтезу карбаміду; економіко-організаційні розрахунки; охорона праці.

5. Перелік графічного матеріалу (із зазначенням обов'язкових креслень, плакатів, презентацій тощо): технологічна та функціональна схема автоматизації процесу синтезу карбаміду; колона синтезу карбаміду; алгоритм модуля проектного розрахунку колони синтезу карбаміду; економіко-організаційні розрахунки; презентація роботи.

## 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 обчислюв. модуля	Фоглер О.М. доц. кафедри кібернетики ХТП.		
Розроблення схеми автоматизації ХТС	Бондаренко С.Г. доц. кафедри кібернетики ХТП.		

## 7. Дата видачі завдання 5 лютого 2015р

### 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	Креслення загального вигляду основного апарата (формат А1).		
4	Розробка рішень з контролю та керування виробництвом. Технологічна схема та 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)

А.Ю. Черняк

Керівник проекту

\_\_\_\_\_

(підпис)

Л.М. Бугаєва

## РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка \_\_\_ с., \_\_\_ рис., \_\_\_ табл., \_\_\_ додатки.

Виконано проект комп'ютерного розрахунку процесу синтезу карбаміду.

В проекті обґрунтовано норми технологічних режимів, наведена технологічна схема процесу та її опис. Виконано комп'ютерний розрахунок матеріальних балансів процесу. У інтегрованому середовищі Delphi 7.0 розроблено обчислювальний модуль для проектного розрахунку колони синтезу.

У проекті були розглянуті наступні основні питання, пов'язані з розрахунком процесу виробництва карбаміду:

- Характеристика технологічної схеми процесу виробництва карбаміду;
- Виконаний комп'ютерний розрахунок матеріального балансу процесу у середовищі ChemCad 5.4.1;
- Розроблений обчислювальний модуль для автоматизованого розрахунку колони синтезу карбаміду у середовищі Delphi;
- Виконана автоматизація технологічної схеми процесу синтезу карбаміду. Запропоновано схему автоматизації процесу;
- Виконані економіко – організаційні розрахунки;
- Розглянута техніка безпеки проведення виробничого процесу. Досліджено технічні рішення з охорони довкілля та техніки безпеки.

СHEMCAД, КАРБАМІД, ДЕГІДРАТАЦІЯ, МАТЕРІАЛЬНИЙ БАЛАНС, КОМП'ЮТЕРНИЙ РОЗРАХУНОК, КОНТРОЛЬ ТА КЕРУВАННЯ, ОХОРОНА ПРАЦІ.

## РЕФЕРАТ

Пояснительная записка \_\_\_\_ с., \_\_\_\_ рис., \_\_\_\_ табл., \_\_\_\_ дополнения.

Выполнен проект компьютерного расчета процесса синтеза карбамида.

В проекте обоснованы нормы технологических режимов, приведена технологическая схема процесса и ее описание. Выполнен компьютерный расчет материальных балансов процесса. В интегрированной среде Delphi 7.0 разработан вычислительный модуль для проектного расчета колонны синтеза .

В проекте были рассмотрены следующие основные вопросы, связанные с расчетом процесса производства карбамида:

- Характеристика технологической схемы процесса производства карбамида;
- Выполнен компьютерный расчет материального баланса процесса в среде ChemCad 5.4.1;
- Разработан вычислительный модуль для автоматизированного расчета колонны синтеза в среде Delphi;
- Выполнена автоматизация технологической схемы процесса производства карбамида. Предложена схема автоматизации процесса;
- Выполнены экономико–организационные расчеты;
- Рассмотрена техника безопасности проведения производственного процесса. Исследованы технические решения из охраны окружающей среды и техники безопасности.

СHEMCAД,КАРБАМИД, ДЕГИДРАТАЦИЯ, МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС, КОМПЬЮТЕРНЫЙ РАСЧЕТ, КОНТРОЛЬ И УПРАВЛЕНИЕ, ОХРАНА ТРУДА.

## ABSTRACT

Explanatory note, \_\_\_ s., \_\_\_ pic., \_\_\_ plate, \_\_\_ additions.

It is made the project of computer calculation of carbamide process.

In the project norms of technological norms are proved the technological scheme of process and its description is presented. It is made computer calculation of material balances of process. In integrated environment Delphi 7.0 is made computation module for designed calculation of column synthesis.

In the project following basic question, which connected with calculation of carbamide process have been considered:

- The characteristic of the technological scheme process of carbamide;
- It is developed the computer calculation of material balance of the process in environment ChemCad 5.4.1;
- It is made the computation module for automated calculation of column synthesis device in the environment Delphi;
- It is made automation of the technological scheme carbamide process. The scheme of automation processes is offered;
- Economics–organization calculations are made;
- It is considered environmental safety of production process, the characteristic of waste and technical decisions from preservation.

CHEMCAD, CARBAMIDE, DEHYDRATION, MATERIAL BALANCE, COMPUTER CALCULATION, CONTROL AND MANAGEMENT, ENVIRONMENTAL SAFETY.

## ЗМІСТ

Перелік умовних позначень.....	9
ВСТУП.....	10
1 ТЕХНОЛОГІЧНА СХЕМА ПРОЦЕСУ СИНТЕЗУ КАРБАМІДУ.....	11
1.1 Особливості синтезу карбаміду.....	11
1.2 Опис технологічної схеми синтезу карбаміду.....	14
2 РОЗРАХУНОК МАТЕРІАЛЬНИХ БАЛАНСІВ ПРОЦЕСУ СИНТЕЗУ КАРБАМІДУ.....	18
2.1 Структурний аналіз ХТС.....	18
2.2 Розрахунок матеріального балансу процесу синтезу карбаміду.....	23
3 АВТОМАТИЗОВАНИЙ РОЗРАХУНОК КОЛОНИ СИНТЕЗУ. РОЗРОБКА ОБЧИСЛЮВАЛЬНОГО МОДУЛЮ.....	33
3.1 Технічне завдання.....	33
3.2 Типи хімічних реакторів.....	34
3.3 Моделювання проточного реактора (ідеального перемішування).....	37
3.4 Опис обчислювального модулю.....	41
3.5 Керівництво користувача програмного продукту.....	46
4 АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ПРОЦЕСУ СИНТЕЗУ КАРБАМІДУ.....	47
4.1 Відомості для автоматизації технологічної схеми процесу синтезу карбаміду(сечовини).....	47
4.2 Опис схеми автоматизації і вибір основних засобів контролю й регулювання.....	50

ЕКОНОМІКО-ОРГАНІЗАЦІЙНІ РОЗРАХУНКИ.....	56
6 ОХОРОНА ПРАЦІ.....	69
6.1 Повітря робочої зони.....	69
6.2 Виробниче освітлення.....	70
6.3 Захист від виробничого шуму та вібрацій.....	72
6.4 Електробезпека.....	72
6.5 Безпека технологічних процесів і обслуговування обладнання.....	74
6.6 Пожежна безпека.....	74
Висновки.....	77
Перелік посилань.....	79
ДОДАТКИ.....	81
Додаток А.....	81
Додаток Б.....	84
Додаток В.....	85
Додаток Г.....	90
Додаток Д.....	91



## Перелік умовних позначень

*МТБ* – матеріально-тепловий баланс;

*РК* – ректифікаційна колона;

*ХТС* – хіміко-технологічна схема;

$C_i$  – поточне значення концентрації *i*-ого компонента, моль/л

$C_i(0)$  – початкова концентрація *i*-ого компоненту, моль/л

$k_j$  – константа швидкості на *j*-ій стадії хімічної реакції

*G* – масова витрата речовини (кг/год);

*L* – довжина апарата, м;

*S* – площа поперечного перетину реактора, м

## ВСТУП

**Карбамід (сечовина) -  $(\text{NH}_2)_2\text{CO}$**  є найконцентрованішим з твердих азотних добрив. Він містить 46% азоту. Синтезується з двох речовин  $\text{CO}_2$  і  $\text{NH}_3$  за температури 458-473К і тиску 180-200атм. Водорозчинне, повільнодіюче, безнітратне добриво з майже нейтральною реакцією [1].

В Україні сечовина виробляється в багатотонажних промислових масштабах і споживається як для технічних цілей, так і для сільського господарства. У промисловості сечовина використовується для виробництва штучних смол. Смоли, отримані на основі сечовини, застосовуються як клейкі компоненти при виготовленні багатошарової фанери, у виробництві посуду, для просочення тканин з ціллю підвищення їх міцності, для обробки паперу з метою поліпшення його механічних властивостей.

Сечовина знайшла широке застосування у фармацевтичній промисловості. Її також застосовують для зм'якшення виробів із целюлози, целофану, целюлозних губок і пряжі. У нафтовій промисловості сечовина використовується для очищення масел. Останнім часом стали застосовувати сечовину для одержання полімеру урилона, що йде на виробництво штучного волокна. Сечовина також є сировиною у виробництві пенопласту й сечовинно-формальдегідних прес-матеріалів.

У сільському господарстві мочевиною застосовують як азотне добриво і як азотовмісну добавку до кормів для жуйних тварин. По своїх агротехнічних властивостях сечовина - висококонцентроване без баластове азотне добриво. У порівнянні з іншими азотними добривами вона містить найбільшу кількість азоту (близько 46 % в амідній формі).

Сировиною для промислового виробництва карбаміду є рідкий аміак і діоксид вуглецю.

# 1 Технологічна схема процесу синтезу карбаміду

## 1.1 Особливості синтезу карбаміду

Промисловий процес синтезу карбаміду складається зі стадій синтезу й дегідратації карбамата амонію, що утворюється.

Спочатку з оксиду вуглецю і аміаку утворюється карбамат амонію



Потім відбувається його дегідратація



Як видно із цих рівнянь, синтез карбаміду з аміаку й діоксид вуглецю протікає у дві стадії: спочатку з виділенням великої кількості тепла утворюється карбамат амонію, що потім дегідрується, перетворюючись у карбамід. При відносно невеликих масштабах виробництва карбаміду весь непрореагований аміак переробляється в побічні сполуки – солі амонію й аміачну воду.

Основними стадіями процесу синтезу карбаміду є:

- 1) синтез карбаміду з аміаку й двоокису вуглецю;
- 2) виділення компонентів, не перетворених у карбамід, із його водного розчину й повернення їх у цикл або використання в інших виробництвах;
- 3) одержання товарного карбаміду з його водного розчину.

Відділення карбаміду від побічних продуктів здійснюється дроселюванням і підігрівом плаву. При цьому карбамат амонію розкладається на вихідні речовини, які з надлишковим аміаком і парами води відганяються в газову фазу.

Всі промислові особи розділення плаву засновані на здатності карбамата амонію при нагріванні розкладатися з утворенням газоподібних аміаку і двоокису вуглецю. У таких же умовах, при яких відбувається розкладання карбамата амонію й виділення із плаву газоподібних продуктів розкладання карбамата, відганяється й надлишковий аміак. Таким чином, відділення карбаміду, отриманого при синтезі, від непрореагованого аміаку й двоокису вуглецю, роблять шляхом дистиляції плаву при зниженні його тиску шляхом дроселювання. Газ, що виділяється в процесі дистиляції реакційної суміші,

містить аміак, двоокис вуглецю і деяку кількість водяної пари. Дистиляцію проводять у два ступені: перший ступінь - при надлишковому тиску 15-18атм., другий ступінь - при тиску, близькому до атмосферного. Такі умови ведення процесу дистиляції встановлені на підставі наступних міркувань. При тиску 15-18атм. більшу частину газів, що відганяють у процесі дистиляції, становить аміак, який можна відмити від двоокису вуглецю, потім сконденсувати при охолодженні водою й за допомогою плунжерного насоса повернути в колону синтезу. Завдяки тому, що температура конденсації аміаку при 15-18атм. достатня висока (310-318К), за такою схемою дистиляції для повернення в цикл синтезу частини надлишкового аміаку не потрібне стискання його компресором, що пов'язане з витратою великої кількості енергії.

Залежно від тиску, яким подається плав карбаміду в систему дистиляції 1-ого ступеня, його температура коливається в межах 388-433К і з плаву відганяється до 90% надлишкового аміаку й розкладається 90% карбамата амонію. На другій стадії дистиляції при  $T=373-413K$  і тиску, близькому до атмосферного, відбувається повне розкладання карбамата амонію. Гази, що виділяються, конденсуються з утворенням вуглеаммонійних солей і повертаються в цикл.

Розчин карбаміду, отриманий після дистиляції плаву, далі піддають випарюванню з наступною кристалізацією, грануляцією продукту і його сушінням. При випарюванні розчину карбаміду відбуваються його істотні втрати. Вони пояснюються гідролізом карбаміду й перетворенням його в біурет. Частина карбаміду попадає в сокову пару не тільки за рахунок бризг, але і за рахунок наявності пари карбаміду над його водними розчинами.

Втрати карбаміду зменшуються зі збільшенням інтенсивності нагрівання. При залишковому тиску  $< 500$  мм.рт.ст. втрати при випарюванні у дві стадії нижчі, ніж при випарюванні в одну стадію, при цьому різниця в абсолютних значеннях втрат збільшується зі зниженням вакууму. На останній стадії випарювання плав карбаміду майже повністю звільняється від води, підігрівається з метою запобігання кристалізації й подається на гранулювання.

Карбамід гранулюють у гранколонах, у які подають повітря для охолодження вільно падаючих крапель, що утворилися при розпиленні плаву.

Важливо правильно вибрати висоту гранколони.

Процес утворення гранул можна розділити на три етапи:

- 1) охолодження рідких крапель від початкової температури плаву до температури затвердіння;
- 2) затвердіння рідких крапель при постійній температурі;
- 3) охолодження твердих гранул від температури затвердіння до температури продукту на виході із гранколони.

У процесі гранулювання важливо одержати гранулят з певним гранскладом, що визначається, насамперед, конструкцією розпилюючого пристрою, властивостями й температурою плаву (зниження температури помітно зменшує частку основної фракції – 1.3-1.5 мм).

Всі відомі в наш час схеми виробництва карбаміду можуть бути розділені на такі основні групи:

- 1) без рециркуляції газів (розімкнута схема);
- 2) з частковою рециркуляцією газів (напівзамкнута схема);
- 3) з повною рециркуляцією газів (замкнута схема).

Рециркуляція газів здійснюється декількома способами:

- а) з газовим компресором (спосіб BASF);
- б) з рідинним рециклом у вигляді розчину  $\text{NH}_3$  і  $\text{CO}_2$  у воді (способи Стамікарбон, Монтекатіні, Тоскоацу);
- в) з рідинним рециклом у вигляді суспензії карбамата амонію в маслі (спосіб Пешине);
- г) з поділом відхідних газів дистиляції, заснованим на вибірковій абсорбції (способи Інвента, Хеміко, Монтекатіні).

## ***1.2 Опис технологічної схеми синтезу карбаміду***

В даній роботі було реалізовано схему синтезу мочевины з повним рідинним рециклом (спосіб Тоскоацу). Загальний вигляд схеми синтезу мочевины з повним рідинним рециклом представлена на рисунку 1.1.

Діоксид вуглецю з газгольдера, попередньо пройшовши вологовідділювач, надходить у компресор 1, яким під тиском  $200 \cdot 10^5$  н/м<sup>2</sup> і при температурі 308К подається в змішувач 6. Для попередження корозії апаратури діоксид вуглецю змішується з киснем у кількості 0,6-1%. Рідкий аміак зі складу під тиском (20-

$25 \cdot 10^5$  н/м<sup>2</sup> проходить фільтр для очищення від масла й інших домішок і насосом 2 подається в збірник рідкого аміаку 3, у який також надходить зворотний рідкий аміак з конденсатора 19 через ресивер 20. Зі збірника 3 рідкий аміак плунжерним насосом 4 під тиском  $200 \cdot 10^5$  н/м<sup>2</sup> через нагрівник 5 направляється в змішувач 6. У нагрівнику рідкий аміак підігрівається паром до температури, що забезпечує протікання синтезу автотермічно.

В змішувач 6 одночасно надходять не перетворені в мочевиноу діоксид вуглецю й аміак у вигляді розчину амонійних солей. Таким чином, у змішувач подається рідкий аміак, діоксид вуглецю й вода в мольному співвідношенні 4,5:1:0,5. Змішувач призначений для ретельного перемішування всіх трьох компонентів, і в результаті чого утворюється карбамат амонію. Процес у змішувачі протікає при 453-473К и  $200 \cdot 10^5$  н/м<sup>2</sup>. Із змішувача плав надходить у колону синтезу 7, у якій при 473К й  $200 \cdot 10^5$  н/м<sup>2</sup> утворюється сечовина. Час перебування реакційної суміші в колоні синтезу 2700с (45 хв). За цих умов ступінь перетворення карбамата амонію в мочевиноу складає 65%.

Рисунок 1.1 – Схема виробництва мочевини з повним рідинним рециклом:

1-Компресор для CO<sub>2</sub>; 2- насос для NH<sub>3</sub>; 3- збірник рідкого аміаку; 4- насос для рідкого NH<sub>3</sub>; 5- підігрівач NH<sub>3</sub>; 6-змішувач; 7-колона синтезу;8-ректифікаційна колона першого ступеня дистиляції; 9- підігрівач першого ступеня; 10- сепаратор першого ступеня; 11- промивна колона; 12- насос для розчину амонійних солей; 13- ректифікаційна колона другого ступеня дистиляції; 14-підігрівач другого ступеня; 15- сепаратор другого ступеня; 16- конденсатор другого ступеня; 17- сепаратор; 18-насос для слабкого розчину амонійних солей; 19-конденсатор другого ступеня; 20- ресивер;21-скруббер; 22-вакуум-випарювач; 23-сбірник розчину мочевины;24-напірний бак; 25-насос; 26-підігрівач випарного апарату; 27- сепаратор випарного апарату; 28 – насос; 29-асорбер;30 – збірник; 31-холодильник;32- насос; 33- десорбер; 34- теплообмінник.

Плав, що утворився в колоні синтезу мочевины дроселюється з  $200 \cdot 10^5$  до  $20 \cdot 10^5$  н/м<sup>2</sup> і направляється на дистиляцію першого ступеня. Агрегат дистиляції складається з ректифікаційної колони 8, підігрівника 9 і сепаратора 10. Спочатку плав з колони синтезу надходить у ректифікаційну колону 8. При зниженні тиску плаву з  $200 \cdot 10^5$  до  $20 \cdot 10^5$  н/м<sup>2</sup> температура його знижується до 393К. У ректифікаційній колоні він підігрівається до 413К газами, що надходять із сепаратора.

При цьому газу із сепаратора, віддаючи своє тепло плаву, охолоджуються до температури 393К. Тепло, що виділяється витрачається на випарювання частини аміаку із плаву.

Рідка фаза з ректифікаційної колони йде в підігрівник 9, у якому підігрівається паром до 433К. З підігрівника паро-рідинна суміш попадає в сепаратор 10, де розділяються газова й рідка фази. Рідка фаза із сепаратора 10 направляється в аналогічний агрегат дистиляції другого ступеня, а газоподібна фаза надходить у низ ректифікаційної колони 8. У ректифікаційній колоні газова фаза змішується з газоподібним аміаком, що виділився із плаву при дроселюванні, і направляється в промивну колону 11. Промивна колона зрошується слабким розчином амонійних солей з конденсатора другого ступеня 16 і рідким аміаком. Рідкий аміак подається в промивну колону для регулювання температури. Чистий газоподібний аміак із промивної колони з температурою 318-323К надходить у конденсатор першого ступеня 19, де він конденсується й зливається в збірник аміаку 3 для повернення в цикл. Рідка фаза із промивної колони, що представляє собою концентрований за рахунок поглинання  $\text{CO}_2$  й  $\text{NH}_3$  розчин амонійних солей з температурою 273-278К, надходить у плунжерний насос 12 і під тиском  $200 \cdot 10^5$  н/м<sup>2</sup> подається в змішувач. Несконденсовані в конденсаторах першого й другого ступенів газу з невеликим вмістом аміаку направляються в абсорбер 29.

Рідка фаза після сепаратора 10 дроселюється до тиску  $3 \cdot 10^5$  н/м<sup>2</sup> і подається в агрегат дистиляції другого ступеня, що складається з ректифікаційної колони 13, підігрівника 14 і сепаратора 15. При дроселюванні температура рідкої фази знижується до 383К. Спочатку рідка фаза надходить у ректифікаційну колону 13, у якій вона підігрівається до 403К газами, що надходять із сепаратора 15 з температурою 416-418К. З колони 13 рідка фаза направляється в підігрівач 14, у якому вона підігрівається паром до 416-418К. У підігрівачеві остаточно розкладається карбамат амонію й відганяється надлишковий аміак з розчину. З підігрівника 14 паро-рідинна суміш надходить в сепаратор 15, де відокремлюється рідка фаза від газоподібної.

Рідка фаза, що представляє собою 70-72%-ий розчин сечовини направляється на переробку в готовий продукт. Газоподібна фаза повертається в низ ректифікаційної колони, де вона, віддавши частину тепла на нагрівання розчину з 383 до 403К, іде в конденсатор другого щабля 16. Тут водяні пари конденсуються; за рахунок поглинання  $\text{CO}_2$  й  $\text{NH}_3$  конденсатом утворюється



слабкий розчин амонійних солей, що насосом 18 для концентрування повертається в промивну колону 11 і далі в змішувач 6.

Очищення газів від аміаку перед викидом в атмосферу здійснюється в системі, що складається з абсорбера 29 і десорбера 33. Непоглинені гази з невеликими домішками аміаку з конденсаторів першого й другого ступенів надходять в абсорбер 29, зрошуваний конденсатом сокової пари з випарок. Слабкий розчин аміаку й амонійних солей, що утворився в абсорбері, направляється далі в десорбер 33, у якому виділяється з розчину аміак, що повертається в конденсатор другого щабля. Вода з десорбера з невеликими домішками карбонату амонію зливається в каналізацію. Гази, очищені від аміаку, з абсорбера викидаються в атмосферу.

Рідка фаза із сепаратора другого ступеня 15 надходить у вакуум-випарювач 22, де за рахунок самовипарення концентрується до 74-76% . Потім у випарниках плівкового типу 26 й 27 розчин упарюється до 97-98.5%. Плав направляється в грануляційну вежу, а потім на упакування.

## 2 Розрахунок матеріальних балансів процесу синтезу карбаміду

### 2.1 Структурний аналіз ХТС

Для вивчення та розрахунку обрано технологічну схему виробництва карбаміда з рідинним рециклом у вигляді розчину  $\text{NH}_3$  і  $\text{CO}_2$  у воді (способом Тоскоацу). Схема має досить складну структуру, містить 2 рецикла – повернення непрореагувавшего аміаку в збірник та повернення вуглеаммонійних солей до змішувача (рисунок 2.1).

Рисунок 2.1 – Структурна схема ХТС виробництва карбаміду

Розглянемо метод виділення комплексів на основі матриці суміжності [4]:

$$C = A \vee A^2 \vee A^3 \dots A^{14}$$

Далі використовуємо логічне множення матриці  $C$  і  $C$  транспонованої:

$$D = C \& C'$$

Для розрахунків користуємось програмним пакетом MATLAB.

MATLAB - це досить простий засіб для роботи з математичними матрицями, малювання функцій, роботи з алгоритмами, створення робочих оболонок (user interfaces) з програмами в інших мовах програмування. Хоча цей продукт спеціалізується на чисельному обчисленні, спеціальні інструментальні засоби працюють з програмним забезпеченням Maple, що робить його повноцінною системою для роботи з алгеброю. MATLAB надає користувачеві велику кількість функцій для аналізу даних, які покривають майже всі області математики

Спочатку знайдемо комплекси, для цього складемо матрицю суміжності:

```
>> A=[0 0 0 1 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0;0 0 1 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0;1 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0
0 0 0;0 0 0 1 0 0 0 0 0 0 0 0 0;0 0 0 0 1 0 0 0 0 0 0 0 0;0 0 0 0 0 1 0 0 0 0 0 0 0;0 0 0
0 0 0 1 0 0 0 1 0 0;0 0 0 0 0 0 0 1 0 0 0 0 0;0 0 0 0 0 0 0 0 1 0 0 0 0 0;0 0 0 0 0 0 0 0 0 1 0
0 1 0 0 0;0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 1 0;1 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 1;0
1 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0];
```

```
>> A
```

```
A =
```

```
0 0 0 1 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0
0 0 1 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0
1 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0
```

```
0 0 0 0 1 0 0 0 0 0 0 0 0 0
0 0 0 0 0 1 0 0 0 0 0 0 0 0
0 0 0 0 0 0 1 0 0 0 0 0 0 0
0 0 0 0 0 0 0 1 0 0 0 1 0 0
0 0 0 0 0 0 0 0 1 0 0 0 0 0
0 0 0 0 0 0 0 0 0 1 0 0 0 0
0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 1 0 0 0
0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0
0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 1 0
1 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 1
0 1 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0
```

Вирішимо задачу пошуку комплексів у ХТС використовуючи алгоритм на основі зведення матриці  $A$  у степені в командному режимі Matlab.

```
>>
```

```
C=[A|A^2|A^3|A^4|A^5|A^6|A^7|A^8|A^9|A^10|A^11|A^12|A^13|A^14];
```

```
>> C
```

C =

1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1

Логічне множення матриць

>> D=C&C'

D =

1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	1	1	1
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	1	1	1
1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	1	1	1

Аналізуючи отриману матрицю, бачимо 4 нульові потоки (8,9,10,11) і один комплекс:

$K1 = (1,2,3,4,5,6,12,13,14)$

Попередня послідовність розрахунку схеми:

ППРС = [(1,2,3,4,5,6),7,8,9,10,11,(12,13,14)]

Формуємо список суміжностей (таблиця 2.1).

Таблиця 2.1 - Список суміжностей

1	4	5	6	7	12	13	13	14	2	3
4	5	6	7	12	13	14	1	2	3	1

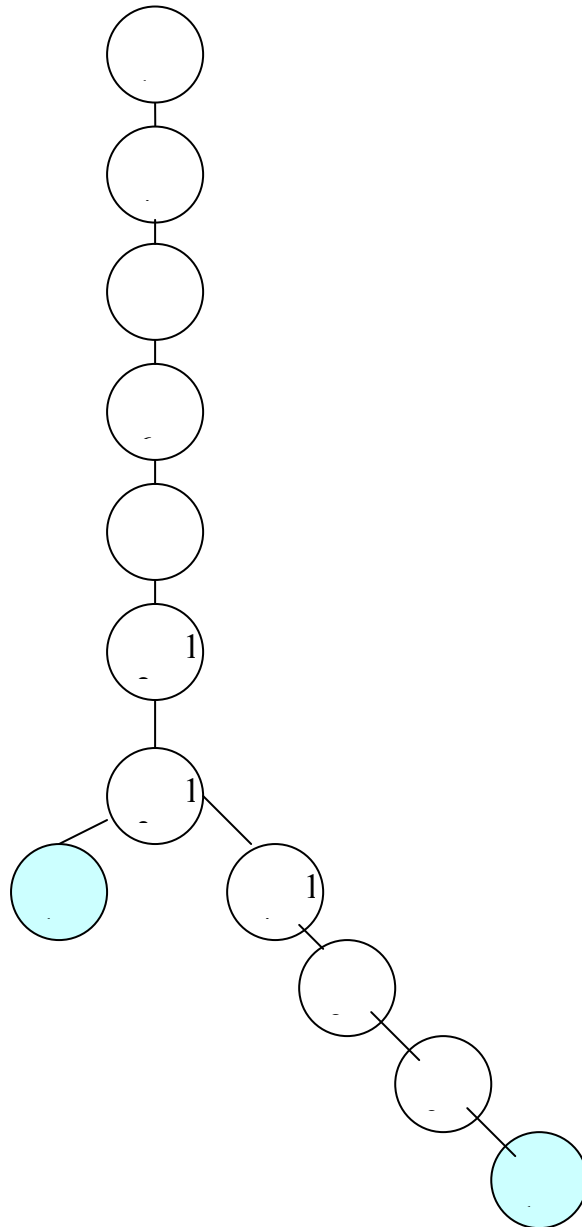


Рисунок 2.2 – Дерево зв'язків

На дереві контури визначимо за вісячими вершинами:

I 1-4-5-6-7-12-13-1

II 1-4-5-6-7-12-13-14-2-3-1

Визначимо матриці контурів (таблиця 2.2).

Таблиця 2.2 - Матриця контурів

	1	4	5	6	7	12	13	13	14	2	3
	-4	-5	-6	-7	-12	-13	-1	-14	-2	-3	-1
I	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0
I	1	1	1	1	1	1	0	1	1	1	1
I											
f	2	2	2	2	2	2	1	1	1	1	1

Аналізуючи параметричність дужок, розривати краще:

$$\text{ОРМД} = (13-1)$$

Для знаходження оптимального порядку розрахунку системи розриваємо рецикл 19, тоді розрахунок апаратів проводимо в наступному порядку (ОПРС):

1,2,3,4,6,7,8,9,10,11,12,13,14

Відповідно до отриманого порядку виконуємо розрахунок математичного балансу.

## ***2.2 Розрахунок матеріального балансу процесу синтезу карбаміду***

Хіміко-технологічні розрахунки складають головну, найбільш трудомістку частину проекту будь-якого хімічного виробництва, вони ж є завершуючою стадією лабораторного технологічного дослідження і виконуються також при обстеженні працюючих цехів і установок. Метою цих розрахунків може бути визначення кінетичних констант і оптимальних параметрів виробництва або ж обчислення реакційних об'ємів і основних розмірів хімічних реакторів.

Матеріальні розрахунки, є основою технологічних розрахунків. До них слід віднести визначення виходу основного і побічних продуктів, витратних коефіцієнтів по сировині, виробничих втрат. Тільки визначивши матеріальні потоки, можна провести необхідні конструктивні розрахунки виробничого обладнання і комунікацій, оцінити економічну ефективність і доцільність процесу, складання матеріального балансу необхідне як при проектуванні нового, так і при аналізі роботи існуючого виробництва. При проектуванні нових виробництв використовується досвід тих, що існують з урахуванням результатів сучасних новітніх досліджень. На основі порівняльного техніко-економічного аналізу виробництв, що діють, можливо вибрати раціональнішу технологічну схему, оптимальні конструкції апаратів і умови здійснення процесу.

Основою матеріального балансу є закони збереження маси речовини і стехіометричних співвідношень.

Матеріальний баланс складають по рівнянню основної сумарної реакції з урахуванням побічних реакції згідно закону збереження маси речовини. Загальна маса всіх матеріалів, які поступають в апарат (або в цех) тобто прихід, рівний загальній масі матеріалів, що виходять, тобто витраті. Матеріальний баланс складають на одиницю маси основного продукту (кг, т) або на одиницю часу (год, доба).

Матеріальний баланс може бути представлений рівнянням, ліву частину якого складає маса всіх видів сировини і матеріалів, що поступають на переробку

$\sum G$ , а праву — маса отримуваних продуктів  $\sum G'$  плюс виробничі втрати  $G_{втр}$

:

$$\sum G = \sum G' + G_{\text{втр}} \quad ((2.1))$$

Для розрахунку МТБ використовуємо спеціалізоване програмне забезпечення ChemCad.

Для формування технологічної схеми у ChemCad були використані стандартні прийоми роботи з програмними стимуляторами.

Процес моделювання в ChemCad включає наступні основні кроки:

- Старт нової роботи
- Визначення технічних одиниць
- Створення схеми потоків
- Відбір блоків
- Вибір параметрів термодинаміки
- Визначення вхідних потоків
- Визначення параметрів устаткування
- Запуск моделювання
- Отримання результатів
- Вивід результатів та друк

Для забезпечення заданого виходу продукту (враховуючи продуктивність установки 2300 кг/год карбаміду) необхідні відповідні початкові витрати сировини – аміаку та двоокису вуглецю.

Схема апаратів у ChemCad зображена на рисунку 2.3.



Рисунок 2.3 – Схема апаратів у програмі - симуляторі ChemCad

Таблиця 2.3 – Список апаратів

№	Обладнання	Ім'я відповідних модулів в програмі-симуляторі	Вхідні потоки <sup>1</sup>	Вихідні потоки <sup>2</sup>
1	Змішувач	Stream-Mixer (MIXE)	0;3;19	1
2	Збірник рідкого NH <sub>3</sub>	Stream-Mixer (MIXE)	0	2
3	Плунжерний насос	PUMP	2	3
4	Колона синтезу	Stoichiometric-Reactor (REAC)	1	4
5	Ректифікаційна колона	TOWER-Distillation Column	4	5
6	Сепаратор	Component-Separator (CSEP)	5	6
7	Ректифікаційна колона	TOWER-Distillation Column	6	7;13
8	Сепаратор	Component-Separator (CSEP)	7	8
9	Насос	PUMP	8	9
10	Сепаратор вторного апарату	Component-Separator (CSEP)	9	10;11
11	Теплообмінник	Simple-Heat-Exchanger (HTXR)	11	12
12	Система промивки	Component-Separator (CSEP)	13	14;15
13,14	Система 2-конденсатора	Component-Separator (CSEP)	15	17;18;19

У системі MathCad було попередньо розраховано необхідну кількість початкової суміші. Кількість аміаку, що необхідно подавати до схеми становить  $M_{\text{NH}_3}=1339$  кг/год, кількість двоокису вуглецю  $M_{\text{CO}_2}=1732$  кг/год, кількість води  $M_{\text{H}_2\text{O}}=2,5$  кг/год, кількість інших газів  $M_{\text{ін.газів}}=19,913$  кг/год.

Введені дані для вхідних потоків у системі ChemCad зображені на рисунку 2.4, 2.5.

Рисунок 2.4 – Початкові дані для 1-ого потоку

Рисунок 2.5 – Початкові дані для 2-ого потоку

Результат розрахунку МТБ представлений у вигляді балансу вхідних (таблиця 2.4) та вихідних (таблиця 2.5) потоків.

Таблиця 2.4 – Баланс вхідних потоків в кг/год

			кг/год	кг/год	кг/год
<i>№</i> <i>комп.</i>	<i>Назва</i> <i>комп.</i>	<i>Форм/Ном.</i> <i>пот</i>	<i>1</i>	<i>2</i>	<i>Сумма</i>
1	Двоокис вуглецю	CO <sub>2</sub>	1732,02	0	1732,02
2	Оксиген	O <sub>2</sub>	21,856	0	21,856
3	Вода	H <sub>2</sub> O	0,139	0	2,5
4	Карбамат амонію	NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	0	0	0
5	Карбамід	NH <sub>2</sub> COONH <sub>2</sub>	0	0	0
6	Нітроген	N <sub>2</sub>	18,06	0	18,06
7	Аміак	NH <sub>3</sub>	0	1339	1339
					<b>3113,43</b>

Таблиця 2.5 – Баланс вихідних потоків в кг/год

			кг/год	кг/го д	кг/ год	кг/г од	кг/г од
<i>№</i> <i>комп.</i>	<i>Назва</i> <i>комп.</i>	<i>Форм/ Ном. пот.</i>	<i>20</i>	<i>21</i>	<i>22</i>	<i>25</i>	<i>Су мма</i>
1	Двоокис вуглецю	CO <sub>2</sub>	0	2,57 8	0	0	2,5 78
2	Оксиген	O <sub>2</sub>	0	345, 15	0	0	345 ,15
3	Вода	H <sub>2</sub> O	0	0	35, 819	0	35, 819
4	Карбамат амонію	NH <sub>2</sub> C OONH <sub>4</sub>	124,12 3	0	0	250 ,62	374 ,743
5	Карбамід	NH <sub>2</sub> C OONH <sub>2</sub>	2300	0	0	0	230 0
6	Нітроген	N <sub>2</sub>	0	0	17, 58	0	17, 58
7	Аміак	NH <sub>3</sub>	0	0	0	37, 56	37, 56
	<b>Сумма</b>						<b>311 3,43</b>

На основі зібраної схеми, для комп'ютерного розрахунку процесу синтезу карбаміду, в Chemcad 5.2.0 зробимо детальний огляд матбалансу по вхідним і вихідним потокам основних апаратів.

Скріншоти вхідних і вихідних потоків основних апаратів схеми синтезу карбаміду:

Рисунок 2.6 – Вхідні (28) та вихідні (4) потоки «Змішувача»

Рисунок 2.7 – Вхідні (4) та вихідні (8) потоки «Колони синтезу»

Рисунок 2.8 – Вхідні (8, 12) та вихідні (10, 9) потоки «Ректифікаційної колони 1-го ступеня»

Рисунок 2.9 – Вхідні (10) та вихідні (11, 12) потоки «Сепаратору 1-го ступеня»

Рисунок 2.10 – Вхідні (11, 15) та вихідні (13, 16) потоки «Ректифікаційної колони 2-го ступеня»

Рисунок 2.11 – Вхідні (13) та вихідні (15, 14) потоки «Сепаратору 2-го ступеня»

Рисунок 2.12 – Вхідні (18) та вихідні (21, 19) потоки «Сепаратору випарного апарату»

Рисунок 2.13 – Вхідні (9, 23) та вихідні (26, 27) потоки «Промивної колони»

Рисунок 2.14 – Вхідні (26) та вихідні (24, 25) потоки «Конденсатору»

Рисунок 2.15 – Вхідні (16) та вихідні (22, 23) потоки «Абсорберу»

На основі виконаних розрахунків можна зробити висновок, що матеріальний баланс процесу синтезу карбаміду у спеціалізованому середовищі ChemCad v. 5.2.0 розрахований вірно.

Детальна інформація розрахунку МТБ по потокам в ChemCad представлена в додатку А. Наступний етапом розрахунку є автоматизоване обчислення колони та розробка обчислювального модулю.

### **3 Автоматизований розрахунок колони синтезу. Розробка обчислювального модулю**

#### **3.1 Технічне завдання**

1. Основною задачею розрахункового модуля є виконання конструктивного розрахунку колони синтезу.

2. Основними функціями модуля мають бути: введення необхідної розрахункової інформації, виведення результатів, документація щодо використання розрахункового модуля.

3. Організувати розрахунок у вигляді користувацької форми для введення даних. Поля введення даних мають бути підписані, організувати перевірку роботи модуля за допомогою тестового приклада.

Вихідні дані для конструктивного розрахунку колони синтезу:

- реакційний об'єм колони синтезу –  $56,52 \text{ м}^3$
- об'єм утворюваного плаву карбаміду –  $8,018 \text{ м}^3 / \text{год}$
- продуктивність колони синтезу –  $2300 \text{ кг/год}$  карбаміду
- загальна витрата речовин –  $3113,43 \text{ кг/год}$
- кількість двоокису вуглецю, що надходить до колони синтезу –  $1774,436 \text{ кг/год}$
- кількість всього аміаку, що надходить до колони синтезу –  $1339 \text{ кг/год}$

- швидкість руху плавучого карбаміду – 6,8 м/год
- швидкість руху плавучого в штуцері – 1800 м/год
- швидкість руху аміаку в штуцері – 5400 м/год

### ***3.2 Типи хімічних реакторів***

Хімічний реактор є основним технологічним апаратом, у якому відбуваються хімічні перетворення, спрямовані на одержання цільового продукту. При моделюванні реакторів користуються їх загальною класифікацією, яка проводиться по наступним ознакам:

1. За принципом організації матеріальних потоків реактори бувають: періодичної дії; проточного типу; напівперіодичні.

2. По гідродинамічному режимі, якому відповідає визначена модель гідродинаміки: ідеального перемішування; ідеального витіснення; комбінованого типу.

3. По тепловому режимі: ізотермічні; адіабатичні; політропічні.

З позицій математичного моделювання хімічний реактор являє собою складний об'єкт, тому що крім врахування гідродинамічної структури потоків в апараті, модель повинна розкривати явища теплообміну, масообміну і процеси хімічного перетворення.

Для реактора з зосередженими параметрами основна задача моделювання полягає у визначенні складу і температури вихідного потоку в стаціонарному і нестаціонарному режимі; для реактора з розподіленими параметрами задача моделювання полягає в одержанні залежностей розподілу концентрації і температури від часу і по довжині апарата.

Щоб одержати ту або іншу математичну модель реактора, необхідно привласнити об'єктові класифікаційні ознаки і в відповідності з ними скласти рівняння математичного опису. Рішення ж задачі моделювання у даному випадку за допомогою аналогової обчислювальної техніки, здійснено при відомій геометрії реактора та заданих характеристиках потоків (наприклад, лінійні швидкості або об'ємні витрати, фізико-хімічні властивості і параметри і т.д.).

Стаціонарний стан хімічного реактора, а також його поведінку в нестаціонарному режимі відтворюють на відповідних моделях.

Вводяться також додаткові спрощення:

1) густина та об'ємні витрати потоків реагентів не змінюються в процесі хімічного перетворення;

2) обсяг реакційної маси в зоні (секції) ідеального змішання або ідеального витіснення залишається постійним у процесі реакції;

3) тепловий ефект реакції приймається постійним, отже, незалежним від температури реакційної маси;

4) хімічне перетворення відбувається в однофазній, або гомогенній системі.

У цьому розділі прийняті наступні умовні позначення:

$C_i$  – поточне значення концентрації  $i$ -ого компонента

$C_i(0)$  – початкова концентрація  $i$ -ого компоненту

$k_j$  – константа швидкості на  $j$ -ій стадії хімічної реакції

$S$  – площа поперечного перетину реактора

Виділяють такі основні типи хімічних реакторів.

*Проточний реактор ідеального перемішування* являє собою апарат з пристроєм для інтенсивного перемішування (реактор з мішалкою, барботажний реактор, трубчатий реактор з теплообмінною рубашкою) і характеризується безперервним введенням і виведенням реагуючих речовин і кінцевих продуктів. Теплообмін у реакторі відбувається через стінку і забезпечується безперервною подачею хладагента (теплоносія) у сорочку або кожух. Основна характеристика проточного реактора - час перебування реагентів у зоні ідеального перемішування визначається як відношення обсягу зони перемішування до об'ємної витрати потоку реагентів  $t=V/g$ ,  $V=S*L$  ( $L$ -довжина апарату, м;  $S$ - площа поперечного перерізу апарату, м<sup>2</sup>).

На рисунку 3.1 зображені основні типи проточних реакторів ідеального перемішування:

Рисунок 3.1 – Схема проточних реакторів:

а – проточний з мішалкою та теплообмінною рубашкою; б – барботажний;

в – проточний трубчатий з теплообмінною рубашкою

*Періодичний реактор ідеального перемішування.* Вихідні речовини реакції одночасно завантажуються в реактор. Після завершення хімічної реакції продукти вивантажуються. Тривалість одного циклу роботи періодичного реактора  $t_{\text{ц}}$  складається з відрізків часу, затрачених на завантаження

$t_3$ , проведення реакції  $t_p$  і вивантаження  $t_b$  :

$$t_{ц} = t_{з} + t_{р} + t_{в} \quad (3.1)$$

*Напівперіодичний реактор.* До таких апаратів відносяться реактори, для яких характерні наступні особливості організації введення і виведення реагентів:

1 варіант. Частина вхідних речовин одночасно завантажуються в реактор, а інші вводяться безупинно в процесі реакції; на стадії хімічного перетворення продукти реакції не виводяться;

2 варіант. При одночасному завантаженні вхідних речовин один із продуктів реакції безупинно виводиться (випаровується, випадає в осад і т.д.).

*Проточний реактор ідеального витиснення.* У такому апараті вхідні реагенти безупинно подаються на вхід, а на виході безупинно відбираються продукти реакції. Потік рухається в трубі або змійовику подібно поршневі без зворотного перемішування.

Для проектуємої колони синтезу карбаміду по класифікаційним ознакам обираємо математичну модель проточного трубчатого реактора ідеального перемішування.

### **3.3 Моделювання проточного реактора (ідеального перемішування).**

В колоні синтезу при постійній температурі (ізотермічний режим) відбувається протікання хімічної реакції в результаті якої утворюється карбамід:



Запишемо дану хімічну реакцію для зручності оперування в буквеному вигляді:



Вихідними даними є :  $C_a(0)$ ;  $C_b(0)$ ;  $C_c(0)$ ;  $C_d(0)$  - початкові концентрації в об'ємі реактора і на його виході;

- $C_{\text{Ан}}$ ;  $C_{\text{Вн}}$ ;  $C_{\text{Сн}}$ ;  $C_{\text{Дн}}$  – концентрації компонентів у вхідному потоці
- $k_1, k_2$  – константи швидкості стадій реакції
- $V$  - об'єм реактора (const)
- $g$  - об'ємна витрата сировини або продуктів реакції

Запишемо кінетику:



$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dC_A}{dt} = 2(-k_1 C_A^2 C_B + k_2 C_C C_D) \\ \frac{dC_B}{dt} = -k_1 C_A^2 C_B + k_2 C_C C_D \\ \frac{dC_C}{dt} = k_1 C_A^2 C_B - k_2 C_C C_D \\ \frac{dC_D}{dt} = k_1 C_A^2 C_B - k_2 C_C C_D \end{array} \right. \quad (3.2)$$

Складемо диференціальне рівняння матеріального балансу для компонентів А, В, С і D:

1. Кількість вхідного реагенту, що надходить у реактор при даній об'ємній швидкості матеріального потоку за час dt:

$$gC_{Ah}dt \quad gC_{Bh}dt \quad gC_{Ch}dt \quad gC_{Dh}dt \quad (3.3)$$

2. Кількість реагенту, що відбирається з потоку на виході реактора за час dt:

$$gC_A dt \quad gC_B dt \quad gC_C dt \quad gC_D dt \quad (3.4)$$

3. Зміна складу реагенту в об'ємі реактора:

$$VdC_A \quad VdC_B \quad VdC_C \quad VdC_D \quad (3.5)$$

Рівняння матеріального балансу в диференціальній формі:

$$(gC_{Ah} - gC_A + 2(-k_1 C_A^2 C_B + k_2 C_C C_D)) = VdC_A$$

$$(gC_{Bh} - gC_B + (-k_1 C_A^2 C_B + k_2 C_C C_D)) = VdC_B \quad (3.6)$$

$$(gC_{Ch} - gC_C + (k_1 C_A^2 C_B - k_2 C_C C_D)) = VdC_C$$

$$(gC_{Dh} - gC_D + (k_1 C_A^2 C_B - k_2 C_C C_D)) = VdC_D$$

Розділив отримані рівняння на  $dt$ , а потім обидві частини рівняння на об'ємну витрату  $g$  ( $\frac{V}{g} = \tau$  - час перебування реакційної суміші в реакторі) отримаємо рівняння матеріального балансу:

$$\begin{cases} \frac{dC_A}{dt} = \frac{1}{\tau} (C_{Ai} - C_A) + 2(-k_1 C_A^2 C_B + k_2 C_C C_D) \\ \frac{dC_B}{dt} = \frac{1}{\tau} (C_{Bi} - C_B) + (-k_1 C_A^2 C_B + k_2 C_C C_D) \\ \frac{dC_C}{dt} = \frac{1}{\tau} (C_{Ci} - C_C) + (k_1 C_A^2 C_B - k_2 C_C C_D) \\ \frac{dC_D}{dt} = \frac{1}{\tau} (C_{Di} - C_D) + (k_1 C_A^2 C_B - k_2 C_C C_D) \end{cases} \quad (3.7)$$

Або в іншому вигляді:

$$\begin{cases} \frac{dC_A}{dt} = \frac{g}{S \cdot L} (C_{Ai} - C_A) + 2(-k_1 C_A^2 C_B + k_2 C_C C_D) \\ \frac{dC_B}{dt} = \frac{g}{S \cdot L} (C_{Bi} - C_B) + (-k_1 C_A^2 C_B + k_2 C_C C_D) \\ \frac{dC_C}{dt} = \frac{g}{S \cdot L} (C_{Ci} - C_C) + (k_1 C_A^2 C_B - k_2 C_C C_D) \\ \frac{dC_D}{dt} = \frac{g}{S \cdot L} (C_{Di} - C_D) + (k_1 C_A^2 C_B - k_2 C_C C_D) \end{cases} \quad (3.8)$$

Математичне моделювання реактора проводиться з урахуванням наступних допущень:

- 1) гідродинамічний режим в апараті– ідеальне перемішування;
- 2) густина, теплоємність реакційної суміші і теплота реакції від температури не залежать;
- 3) реакція протікає без зміни об'єму;

Вводяться також додаткові спрощення:

- 1) щільності й об'ємні витрати потоків реагентів не змінюються в процесі хімічного перетворення;
- 2) об'єм реакційної маси в зоні (секції) ідеального перемішування залишається постійними в процесі реакції;
- 3) тепловий ефект реакції приймається постійним, отже, незалежним від температури реакційної маси;

4) хімічне перетворення відбувається в однофазній або гомогенній, системі.

Розв'язав дану систему отримаємо на виході розподіл концентрацій від часу по довжині апарату (так як час перебування реакційної суміші  $\tau$  в апараті буде  $V/g$ , де  $V=S*L$ ,  $L$ – довжина апарату) .

В результаті розв'язання системи диференціальних рівнянь та графічної інтерпретації результатів отримали розподіл концентрацій компонентів аміаку, двоокису вуглецю, води та карбаміду в часі. Розподіл концентрацій компонентів зображений на рисунку 3.2.

### Рисунок 3.2 – Розподіл концентрацій в часі

Таким чином по вибраній математичній моделі проточного реактора ідеального перемішування отримали розподіл концентрацій по часу. Знаходимо площу поперечного перерізу за формулою:

$$S = V/w,$$

$V$  – об'єм утворюваного плаву карбаміду,

$w$  – об'ємна швидкість руху плаву в колонні.

$V = 8,018 \text{ м}^3/\text{год}$  і  $w = 6,8 \text{ м}/\text{год}$ , які задані у вхідних даних, тому:

$$S = 1,179 \text{ м}^2 = 1,2 \text{ м}^2$$

Для площі поперечного перерізу серійно виготовляємо промисловістю колона має висоту 15м. і об'єм реакційного стакану складає  $11,8 \text{ м}^3$ . Тому для забезпечення заданої потужності необхідна 1 колона. Детальна інформація надана в додатку Б.

### ***3.4 Опис обчислювального модулю***

Обчислювальний модуль був написаний на мові програмування Object Pascal (v.7) в інтегрованому середовищі розробки Delphi. Програма складається з 1 основної форми та 2 дочірніх. В основній формі відбувається розрахунок параметрів апарату по математичній моделі. Крім того в основній формі забезпечується перехід до другої форми , в якій виконується конструктивний розрахунок апарату. В другій формі безпосередньо при розрахунку виводиться третя форма з наглядними результатами розподілу концентрацій та результати математичного моделювання. Блок-схема алгоритму зображена в додатку Б. Основна форма зображена на рисунку 3.3 , а дочірня на рисунку 3.4. Опис процедур наведений в таблиці 3.1 та таблиці 3.2. Вихідні дані до розрахунку наведені в таблиці 3.3. А результати розрахунку зображені на рисунку 3.5 - 3.8.

Рисунок 3.3 – Основна форма для введення даних і розрахунку

Рисунок 3.4 – Дочірня форма для введення даних і розрахунку

Таблиця 3.1 – Опис процедур розрахункового модуля (основної форми)

№	Метод	Опис
1	procedure Button1.Click	Автоматичне введення вхідних даних
2	procedure Button2.Click	Розрахунок за введеними вхідними даними
3	procedure TForm1.FormClose	Процедура закриття форми даних
4	procedure Form.Create	Створення дочірньої форми
5	procedure Button4.Click	Очистка значень полів основної форми
6	procedure Button5.Click	Перехід до дочірньої форми
7	procedure Button3.Click	Завершення роботи з основною формою

Таблиця 3.2 – Опис процедур дочірньої форми

1	procedure Form.Create	Створення дочірньої форми
2	procedure Euler.Click	Проведення розрахунку по введеним даним та виведення результатів на графік
3	procedure Button2.Click	Введення початкових даних до форми

Таблиця 3.3 – Вхідні дані до розрахунку

<i>Вхідний параметр</i>	<i>Значення</i>
Кількість карбаміду, кг/год	2300
Густина плаву карбаміду, кг/м <sup>3</sup>	900
Загальна витрата речовин , кг/год	3113,43
Швидкість руху середовища в штуцері, м/год	1800
Допустиме навантаження матеріалу по міцності, МПа	540
Допустиме навантаження матеріалу по текучості, МПа	240
Запас міцності для матеріалу:	2,6
Запас міцності для частин апарату	1,65
Початкова концентрація аміаку, моль/л	9,8
Початкова концентрація двоокису вуглецю, моль/л	4,9
Початкова концентрація води, моль/л	0,17
Початкова концентрація карбаміду, моль/л	0

Константа швидкості прямої реакції, моль/л·хв	0,0512
Константа швидкості зворотної реакції, моль/л·хв	0,0071
Час перебування суміші в реакційному середовищі, хв	45

Рисунок 3.5- Результати розрахунків по математичній моделі

Рис.3.6- Результати конструктивного розрахунку апарату основної форми

В результаті розрахунку модуля, відповідно до вхідних даних був розрахований поперечний переріз колонни, відповідно до якого отримано висоту апарата, що складає 15 м, та допоміжні параметри.

На основі отриманих результатів, для реакційного об'єму колони синтезу – 56,52 м<sup>3</sup> підібрано апарат, що серійно виготовляється висотою 15 м., площею поперечного перерізу 1,2 і об'єм реакційного стакану складає 11,8м<sup>3</sup>.

### 3.5 Керівництво користувача програмного продукту

Для використання програмного модулю досить запустити виконуючий файл програми з розширенням .exe. Інтерфейс програми досить простий, а тому проблем з її використанням не повинно бути. Після запуску програми з'являється головне вікно програми під назвою «Розрахунок по математичній моделі». Далі натискаємо на кнопці «Розрахунок» і отримуємо в цьому ж вікні результати розрахунку по математичній моделі.

Далі виконуємо конструктивний розрахунок. Для цього натискаємо на кнопці «Апаратний розрахунок», з'являється вікно дочірньої форми під назвою «Розрахунок колони синтезу». Для початку введення даних натискаємо на кнопку «Автоматичне введення даних» або ж вводимо їх вручну, після чого заповнюються поля для вводу даних. Після введення даних проводимо розрахунок, натиснувши на кнопці «Розрахунок» отримуємо конструктивні параметри колони синтезу. Також можна продивитись допоміжні розрахунки, натиснувши кнопку «Проміжні результати»

Отримані значення розподілу концентрацій по висоті апарату з'являються в вікні форми «Залежність концентрацій компонентів від висоти апарату». Для закінчення роботи з програмним модулем в вікні основної форми натискаємо на кнопку «Завершити роботу з програмою».

Лістинг програми знаходиться в додатку В.

Результати роботи програми ми можемо побачити на рис. 3.5, 3.6.

Отже, в дипломному проекті було розраховано математичну модель ізотермічного реактора, відносно якої знайдено розподіл концентрацій реагентів в часі. Також був створений програмний модуль в програмному середовищі Delphi 7, який дозволим розрахувати конструктивні параметри апарату.

Для знайденої площі поперечного перерізу  $1,2 \text{ м}^2$  серійно виготовляємо промисловістю колону має висоту 15 м. і об'єм реакційного стакану складає  $11,8 \text{ м}^3$ .

## 4 Автоматизація технологічної схеми процесу синтезу карбаміду

### 4.1 Відомості для автоматизації технологічної схеми процесу синтезу карбаміду (сечовини)

Задача технологічного процесу заключається в синтезі карбаміду (сечовини). Вона полягає в отриманні потрібного виходу продукту з заданої вхідної суміші рідкого аміаку та двоокису вуглецю. Головна реакція відбувається в реакторі синтезу. Для забезпечення необхідного виходу продукту, а саме 2300 кг карбаміду, та протікання всього процесу необхідно в першу чергу регулювати співвідношення вхідних речовин ( $\text{NH}_3:\text{CO}_2 - 4,5:1$ ), що надходять до колони синтезу. Також необхідно регулювати температуру та контролювати тиск на різних стадіях процесу. Без реалізації заданого регулювання можливе протікання процесу в іншому напрямку та менший вихід продукту.

Аналіз технологічної схеми показав, що для забезпечення необхідного протікання процесу треба здійснювати регулювання наступних величин:

- регулювання температури рідкого аміаку, що подається до змішувача;
- регулювання температури двоокису вуглецю, що подається до змішувача;
- регулювання температури протікання процесу синтезу карбаміду в колоні синтезу;
- регулювання температури в нижній частині ректифікаційної колони дистиляції 1-ого ступеня;
- регулювання температури в нижній частині ректифікаційної колони дистиляції 2-ого ступеня;
- регулювання температури в теплообміннику випарного апарату;
- регулювання температури розчину амонійних солей на виході з промивної колони;
- контроль тиску в верхній частині ректифікаційної колони дистиляції 1-ого ступеня;



- контроль тиску в верхній частині ректифікаційної колони дистиляції 2-ого ступеня;
- контроль та сигналізація тиску в змішувачі;
- регулювання витрати і встановлення співвідношення рідкого аміаку та двоокису вуглецю, що надходять до змішувача карбаміду.

На підставі аналізу технологічної схеми визначено необхідний рівень автоматизації виробництва, обрано регульовані і регулюючі параметри, визначено параметри контролю, реєстрації та регулювання. Для обраних параметрів визначено необхідну точність вимірювання і регулювання (норми технологічного режиму) та діапазони їх можливої зміни. Ці дані наведено в таблиці 4.1.

Таблиця 4.1 – Параметри регулювання технологічної схеми виробництва карбаміду

№	Місце заміру параметру на технологічному об'єкті	Параметр, що регулюється (найменування)	Норми технологічного режиму	Вимоги до схеми автоматизації (вимірювання, регулювання, сигналізація, тощо)
1	Трубопровід подачі рідкого аміаку до змішувача	температура	$190 \pm 10^{\circ}\text{C}$	регулювання
2	Трубопровід подачі двоокису вуглецю до змішувача	температура	$35 \pm 5^{\circ}\text{C}$	регулювання
3	Колона синтезу	температура	$200 \pm 5^{\circ}\text{C}$	регулювання
4	РК дистиляції 1-ого ступеня (нижня частина)	температура	$145 \pm 5^{\circ}\text{C}$	регулювання
5	РК дистиляції 2-ого ступеня (нижня частина)	температура	$135 \pm 5^{\circ}\text{C}$	регулювання

Продовження таблиці 4.1

	Місце заміру параметру на технологічному об'єкті	Параметр, що регулюється (найменування)	Норми технологічного режиму	Вимоги до схеми автоматизації (вимірювання, регулювання, сигналізація, тощо)
6	Теплообмінник випарного апарату	температура	$135 \pm 5^{\circ}\text{C}$	регулювання
7	Трубопровід на виході з промивної колони	температура	$100 \pm 5^{\circ}\text{C}$	регулювання
8	Трубопровід подачі карбамата амонію до колони синтезу	тиск	$20 \pm 1\text{МПа}$	контроль
9	РК дистиляції 1-ого ступеня (верхня частина)	тиск	$2 \pm 0,5\text{МПа}$	контроль
10	РК дистиляції 2-ого ступеня (верхня частина)	тиск	$0,3 \pm 0,01\text{МПа}$	контроль
11	Трубопровід на виході з промивної колони	тиск	$20 \pm 1\text{МПа}$	контроль
12	Змішувач	тиск	$20 \pm 1\text{МПа}$	регулювання, сигналізація
13	Трубопровід рідкого аміаку	витрата	$4,5:1$ (1732кг/год , 1339кг/год)	регулювання співвідношень
14	Трубопровід двоокису вуглецю			

*На основі обраних параметрів контролю та регулювання розроблена схема автоматизації синтезу карбаміду. За допомогою каталогів [9-13] підібрані засоби автоматизації, враховуючи особливості технологічного режиму. При цьому дотримувались наступних правил:*

- 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.

Обрані прилади автоматизації наведені у специфікації устаткування, виробів та матеріалів – додаток Г.

#### ***4.2 Опис схеми автоматизації і вибір основних засобів контролю й регулювання***

##### Регулювання та контроль температури

Для забезпечення подачі аміаку до змішувача з температурою 180- 200°C використовується наступний комплект приладів:

Вимірювальний термоперетворювач опору поз. (2а) ТСМУ-0289 (діапазон вимірювання температури 0-200°C) – призначений для вимірювання температури у рідких, газоподібних та сипучих речовинах , шляхом перетворення опору у уніфікований вихідний сигнал 4-20мА.

Електричний регулятор температури показуючий поз. (2б) РТ-0792 (діапазон регулюємої температури 0-200° С) –призначений для автоматичного двох - і трьохпозиційного регулювання температури у різних технологічних процесах. Регулятор забезпечує цифрову індикацію відхилення поточної температури для регуляторів з уніфікованим вхідним сигналом

Виконавчий механізм електричний поз. (2в) МЕО-40/10-0,25-99К – призначений для переміщення різноманітних регулюючих органів: шиберів, клапанів, кранів і т.д. Використовується в хімічній промисловості та житлово-комунальному господарстві

Для забезпечення подачі двоокису вуглецю до змішувача з температурою 35-40° С використовується наступний комплект приладів:

Вимірювальний термоперетворювач опору поз. (1а) ТСПУ-0289 (діапазон вимірювання температури 0-100°C) – призначений для

вимірювання температури у рідких, газоподібних та сипучих речовинах, шляхом перетворення опору у уніфікований вихідний сигнал 4-20мА.

Електричний регулятор температури показуючий поз. (1б) РТ-049 (діапазон регулюємої температури 0-100° С) –призначений для автоматичного двохпозиційного регулювання температури і сигналізації зміни температури відносно устанавленого значення у системах.

Виконавчий механізм електричний прямоходний поз. (1в) МЄП – призначений для переміщення різноманітних регулюючих органів: шиберів, клапанів, заслінок і т.д. Об'єктом використання є в основному трубопровідна арматура.

Регулювання температури в колоні синтезу (200°С) забезпечується подачею гарячої пари до рубашки колони і реалізується наступним комплектом приладів:

Вимірювальний термоперетворювач опору поз. (3а) ТСМУ-0289 (діапазон вимірювання температури 0-200°С) – призначений для вимірювання температури у рідких, газоподібних та сипучих речовинах, шляхом перетворення опору у уніфікований вихідний сигнал 4-20мА.

Електричний регулятор температури показуючий поз. (3б) РТ-0792 (діапазон регулюємої температури 0-200°С) – призначений для автоматичного двох- і трьохпозиційного регулювання температури у різних технологічних процесах. Регулятор забезпечує цифрову індикацію відхилення поточної температури для регуляторів з уніфікованим вхідним сигналом.

Виконавчий механізм електричний поз. (3в) МЕО-40/10-0,25-99К – призначений для переміщення різноманітних регулюючих органів: шиберів, клапанів, кранів і т.д. Використовується в хімічній промисловості та житлово-комунальному господарстві.

Для регулювання температури в нижній частині РК дистиляції 1-ого ступеня (140-150°С) використовується наступний комплект приладів:

Вимірювальний термоперетворювач опору поз. (4а) ТСМУ-0289 (діапазон вимірювання температури 0-200°) – призначений для вимірювання

температури у рідких, газоподібних та сипучих речовинах, шляхом перетворення опору у уніфікований вихідний сигнал 4-20мА або 0,5мА.

Електричний регулятор температури показуючий поз. (4б) РТ-0792 (діапазон регулюємої температури 0-200°C) – призначений для автоматичного регулювання температури у різних технологічних процесах.

Виконавчий механізм електричний прямоходний поз. (4в) МЕОФ-02 – призначений для переміщення регулюючих органів в системах автоматичного регулювання технологічним процесом у відповідності з командними сигналами автоматичних регулюючих пристроїв.

Для регулювання температури в нижній частині РК дистиляції 2-ого ступеня (130-145°C) використовується наступний комплект приладів:

Вимірювальний термоперетворювач опору поз. (5а) ТСМУ-0198 (діапазон вимірювання температури -50-150 °С) – призначений для вимірювання температури у рідких, газоподібних та сипучих речовинах. Вихідний сигнал 4-20 мА.

Електричний регулятор температури показуючий поз. (5б) РТ-0792 (діапазон регулюємої температури 0-200°C) – призначений для автоматичного регулювання температури у різних технологічних процесах.

Виконавчий механізм електричний прямоходний поз. (5в) МЕОФ-02 – призначений для переміщення регулюючих органів в системах автоматичного регулювання технологічним процесом у відповідності з командними сигналами автоматичних регулюючих пристроїв.

Для регулювання температури в теплообміннику випарного апарату (130-140°C) використовується наступний комплект приладів:

Вимірювальний термоперетворювач опору поз. (6а) ТСМУ-0198 (діапазон вимірювання температури -50-150°C) – призначений для вимірювання температури у рідких, газоподібних та сипучих речовинах. Вихідний сигнал 4-20 мА.

Електричний регулятор температури показуючий поз. (6б) РТ-0792 (діапазон регулюємої температури 0-200°C) – призначений для автоматичного регулювання температури у різних технологічних процесах.

Виконавчий механізм електричний прямоходний поз. (6в) МЕОФ-02 – призначений для переміщення регулюючих органів в системах автоматичного регулювання технологічним процесом у відповідності з командними сигналами автоматичних регулюючих пристроїв.

Для регулювання температури розчину амонійних солей на виході з промивної колони (100-105°C) використовується наступний комплект приладів:

Вимірювальний термоперетворювач опору поз. (7а) ТСМУ-0198 (діапазон вимірювання температури -50-150°C) – призначений для вимірювання температури у рідких, газоподібних та сипучих речовинах. Містить гальванічний розподіл поміж джерелом живлення і виходом. Вихідний сигнал 4-20 мА.

Електричний регулятор температури показуючий поз. (7б) РТ-0792 (діапазон регулюємої температури 0-200°C) – призначений для автоматичного регулювання температури у різних технологічних процесах.

Виконавчий механізм електричний прямоходний поз. (7в) МЕОФ-02 – призначений для переміщення регулюючих органів в системах автоматичного регулювання технологічним процесом у відповідності з командними сигналами автоматичних регулюючих пристроїв.

#### Регулювання тиску

Для регулювання тиску з яким розчин карбамата амонію подається в колону синтезу (20 МПа) використовується наступний комплект приладів:

Вимірювальний пневматичний перетворювач поз. (8а, 12а) МП-ПЗ (діапазон вимірювання тиску 25 МПа) – призначений для безперервного перетворення тиску (різниці тисків) у пропорційний пневматичний сигнал дистанційної передачі. Використовується для вимірювання тисків газу та рідини.

Пневматичний регулятор тиску рідини показуючий поз. (12б) МС43 – призначений для автоматичного регулювання тиску у різних технологічних процесах.

Для регулювання тиску у верхній частині РК дистиляції 1-ого ступеня (2МПа) використовується вимірювальний пневматичний перетворювач поз. (9а) МС-П1 (діапазон вимірювання тиску 2,5 МПа) – призначений для безперервного перетворення тиску (різниці тисків) у пропорційний пневматичний сигнал дистанційної передачі .

Для регулювання тиску у верхній частині РК дистиляції 2-ого ступеня (0,3 МПа) використовується вимірювальний пневматичний перетворювач поз. (10а) МС-П1 (діапазон вимірювання тиску до 0,4 МПа).

Для регулювання тиску розчину амонійних солей на виході з промивної колони (25 МПа) використовується вимірювальний пневматичний перетворювач поз. (11а) МП-П3 (діапазон вимірювання тиску 25 МПа).

#### Регулювання витрати

Для регулювання витрати і встановлення потрібного співвідношення рідкого аміаку та двоокису вуглецю (4.5:1:0.5) , що надходить до колони синтезу використовується наступний комплект приладів:

Діафрагма безкамерна поз. (13а, 14а) ДБ -200 – розрахована на тиск не більший за 20 МПа. Базується на визначенні витрати речовини відповідно до перепадів тиску і вироблення відповідного пневматичного сигналу.

Пневмоелектричний передавальний перетворювач перепаду тиску поз. (13б, 14б) 13ДД11 - перетворює пневматичний сигнал, що надходить від діафрагми безкамерної в відповідний електричний сигнал, що надходить на ПІД-регулятор.

ПІД-регулятор одноканальний співвідношення двох величин поз. (13в) МТМ620 – призначений для виміру та регулюванню по ПІД- закону двох фізичних величин (регулювання співвідношення витрати газу та рідини, концентрації і т.д.). Регулювання вимірюваної величини по ПІД-закону відбувається шляхом імпульсного або аналогового управління.

Виконавчий механізм електричний поз. (13Г) МЕО-40/10-0,25-99К – призначений для переміщення різноманітних регулюючих органів: шиберів, клапанів, кранів і т.д. Використовується в хімічній промисловості та житлово-комунальному господарстві.

Розроблена схема автоматизації процесу синтезу карбаміду дозволяє проводити технологічний процес згідно технічного регламенту.



## 5 Економіко – організаційні розрахунки

Метою даних економіко-організаційних розрахунків є організація виробництва карбаміду, а саме визначення руху предметів праці в схемі виробництва продукту, кількості потрібного обладнання та персоналу, що його обслуговує.

Технологічний процес по виробництва карбаміду є досить складним та замкнутим, із значною кількістю апаратів, устаткування, та робітників, що обслуговують даний ХТК. Проектування та впровадження всієї схеми виробництва карбаміду потребує значних фінансових внесків та правильної організації праці. Організація виробничого процесу в часі характеризується способами сполучення операцій технологічного процесу, структурою і тривалістю виробничого циклу. Виробничий цикл - це часовий інтервал від початку до закінчення процесу виготовлення продукції, тобто час, протягом якого запуснені у виробництво предмети праці перетворюються в готову продукцію.

В загальному вигляді основні стадії технологічного процесу по виробництву карбаміду можна зобразити у вигляді таблиці 5.1.

Таблиця 5.1 - Технологічний процес виробництва карбаміду

Номер операції	Найменування операції	Обладнання найменування	Час виконання $T_{пз}$ , хв.
1	Процес подачі двоокису вуглецю та аміаку до змішувача	Компресор для CO <sub>2</sub> та NH <sub>3</sub>	2
2	Процес отримання карбамата амонію	Змішувач	10
3	Процес подачі суміші в колону синтезу	Насос	2
4	Процес отримання плаву карбаміду	Колона синтезу	45

Продовження таблиці 5.1.

Номер операції	Найменування операції	Обладнання найменування	Час виконання Т <sub>пз</sub> , хв.
5	Процес дистиляції 1-ого ступеня в рек. колоні	Ректифікаційна колона	5
6	Процес промивки, конденсації та повернення виділеного з РК аміаку в цикл	Система промивна колона-2 конденсатори	5
7	Процес нагріву рідкої суміші дистиляції	Теплообмінник	2
8	Процес розділення газової та рідинної фази в системі дистиляції 1-ого ступеня	Сепаратор	5
9	Процес дистиляції 2-ого ступеня в ректифікаційній колоні	Ректифікаційна колона	5
10	Процес нагріву суміші дистиляції	Теплообмінник	2
11	Процес розділення газової та рідинної фази в системі дистиляції 2-ого ступеня	Сепаратор	5
12	Процес самовипарення карбаміду	Вакуум – випарювач	5
13	Процес випарення карбаміду в теплообміннику	Плівковий теплообмінник	10
14	Процес остаточного розділення газів та продукту	Сепаратор випарного апарату	5
15	Грануляція та вивантаження	Грануляційна вежа	10

	ГОТОВОГО ПРОДУКТУ		
--	-------------------	--	--

Процес виробництва карбаміду є замкнутим, тому паралельне введення сировини до схеми не можливе, так як дана технологічна схема розрахована на певний вихід продукту (2300 кг карбаміду), що забезпечується тільки відповідно розрахованою (згідно МТБ) кількістю вхідної сировини (рідкого аміаку та двоокису вуглецю). Введення додаткової кількості сировини може призвести до непотрібних витрат на переробку, порушення рециркуляційного циклу та не досягнення потрібного результату по виходу готового продукту (карбаміду). Організація паралельної обробки суміші на додаткових апаратах та устаткуванні також є економічно невигідним. Тому для даного технологічного процесу обираємо послідовний рух видів предметів праці, так як інша організація руху неможлива і неприйнятна.

Послідовне сполучення операцій є досить простим по своїй організації, воно полегшує оперативне планування й облік, однак вимагає досить тривалого виробничого циклу. Зобразимо на рисунку 5.1 схему послідовного виду руху предметів праці в процесі виробництва карбаміду:

Рисунок 5.1 – Послідовний вид руху предметів праці в технологічній схемі виробництва карбаміду

Процес виробництва карбаміду характеризується виключно обробкою вхідної суміші, яка послідовно проходить через всі апарати схеми та рецикл (кожна операція обробки суміші (плаву) виконується на відповідному апараті та устаткуванні) до виходу готового продукту. Тому для знаходження часу проходження всього технологічного циклу при послідовному русі предметів праці необхідно додати час обробки суміші (перегонка, проведення реакції, очистка, випарення, дистиляція) на всіх стадіях технологічного процесу. Як бачимо з графіка послідовного руху предметів праці виробництва карбаміду або з зведеної таблиці технологічного процесу тривалість всього технологічного циклу складає

$$T_{\text{ВЦ}}^{\text{техол}} = \sum_{i=1}^m t_i \quad (5.1)$$

Тривалість робочої зміни складає 8 год. (480 хв.). Тоді кількість повних виробничих циклів по одержанню карбаміду, що здійснює технологічна схема за одну робочу зміну (8 год. ) буде розраховуватися за формулою:

$$n = \frac{60 \cdot T_{р. зм.}}{T_{вир. Ц}} = \frac{60 \cdot 8}{118} = 4.06 \approx 4 \text{ цикла} \quad (5.2)$$

Для визначення виробничого циклу обробки суміші(плаву) поряд з технологічним циклом потрібно визначити й інші елементи. Так тривалість природних процесів устанавлюється відповідно до вимог технології, час виконання допоміжних операцій та міжопераційних перерв визначається по відповідних нормативах або з досвіду.

Для розрахунку тривалості виробничого циклу використовують термін середньорічної тривалості виробничого циклу, яка розраховується за формулою :

$$T_{в} = \frac{24 \cdot D_{к} \cdot T_{вц}}{T \cdot D_{р}} = \frac{24 \cdot 365 \cdot 1,96}{24 \cdot 255} = 2,8 \quad (5.3)$$

24 – тривалість доби;

$D_{к}$  – кількість діб у календарному році;

$T_{вц}$  – тривалість виробничого циклу фактична;

$T$  – тривалість роботи підприємства протягом доби;

$D_{р}$  – кількість робочих днів у календарному році.

Обладнання та устаткування дільниці можуть бути розташовані за ходом послідовного виконання технологічних операцій (предметна спеціалізація дільниці) або за подібними моделями (групами) обладнання (технологічна спеціалізація). Обладнання, що використовується у виробництві карбаміду має масу до 10 т (за винятком колони синтезу). У даному випадку втрати часу на ремонт для обладнання становитимуть 1,9%. Тоді ефективний фонд часу для усього устаткування становитиме:

$$\Phi_{\epsilon} = ((D_p - D_{в.д.} - D_{с.д.}) \cdot t_{зм} - D_{н.с.д.} \cdot 1) \cdot Z_p \cdot K_p \quad (5.4)$$

де  $D_p$ ,  $D_{в.д.}$ ,  $D_{с.д.}$ ,  $D_{н.с.д.}$  – відповідно кількість днів в одному році, вихідних (суботи та неділі), святкових та передсвяткових днів (тривалість робочого дня менше на 1 год);  $t_{зм}$  – кількість годин робочого дня;  $Z_p$  – кількість змін роботи обладнання  $Z_p=3$ ;  $K_p$  – коефіцієнт, який враховує час перебування обладнання в ремонті (для великого обладнання  $K_p=0,9\dots0,94$ , для середнього  $K_p=0,95\dots0,9$ , для дрібного  $K_p=0,95\dots0,98$ , для автоматичних ліній  $K_p=0,88\dots0,9$ ). Тоді:

$$\Phi_{\epsilon} = ((365 - 104 - 11) \cdot 24 - 5 \cdot 1) \cdot 3 \cdot 0,981 = 17643 \text{ год}$$

Програма випуску продукту знаходиться за формулою:

$$P_3 = P_B \left( \frac{100}{100} - K_{т.в.} \right) \quad (5.5)$$

де  $P_B=14\,076$  т – програма випуску карбаміду на рік;  $K_{т.в.}=1,0\dots1,5$  відсоток технологічних втрат, показує, на скільки більше треба запустити в роботу сировини з урахуванням її технологічного браку :

$$P_3 = 14076(100/100-1,5) = 14210 \text{ т}$$

Собівартість 1 тони карбаміду :  $C=B / P_3 = 5294360 / 14210 = 372,58$ грн.

де  $B$  - сукупні витрати за рік

Кількість необхідного обладнання при послідовному виді руху предметів праці розраховують за формулою:

$$N_{обл.} = n \quad (5.6)$$

де  $n$  – кількість операцій,стадій процесу

Тоді:  $N_{обл} = 18$  од.

Запишемо в таблицю необхідну кількість кожного виду обладнання.

Таблиця 5.2 - Кількість обладнання для стадій технологічного процесу

Номер операції	Найменування операції	Обладнання	Кількість обладнання
1	Процес подачі двоокису вуглецю та аміаку до змішувача	Компресор для CO2 та NH3	2
2	Процес отримання	Змішувач	1

	карбамата амонію		
3	Процес подачі суміші в колону синтезу	Насос	1
4	Процес отримання плаву карбаміду	Колона синтезу	1
5	Процес дистиляції 1-ого ступеня в ректифікаційній колоні	Ректифікаційна колона	1
6	Процес промивки , конденсації та повернення виділеного з РК аміаку в цикл	Система промивна колона- 2 конденсатори	3

Продовження таблиці 5.2.

Номер операції	Найменування операції	Обладнання	Кількість обладнання
7	Процес нагріву рідкої суміші дистиляції	Теплообмінник	1
8	Процес розділення газової та рідинної фази в системі дистиляції 1-ого ступеня	Сепаратор	1
9	Процес дистиляції 2-ого ступеня в	Ректифікаційна колона	1

	ректифікаційній колоні		
10	Процес нагріву суміші дистиляції	Теплообмінник	1
11	Процес розділення газової та рідинної фази в системі дистиляції 2-ого ступеня	Сепаратор	1
12	Процес самовипарення карбаміду	Вакуум – випарювач	1
13	Процес випарення карбаміду в теплообміннику	Плівковий теплообмінник	1
14	Процес остаточного розділення газів та продукту	Сепаратор випарного апарату	1
15	Грануляція та вивантаження готового продукту	Грануляційна вежа	1

Кадри – трудові ресурси підприємства, якість і ефективність використання яких визначає результат діяльності підприємства. Основними працівниками, що забезпечуватимуть роботу всієї технологічної лінії є:

а) службовці, спеціалісти:

- 1) головний інженер-технолог;
- 2) головний конструктор;

б) основні виробничі робочі:

- 1) начальник зміни;
- 2) старший майстер;
- 3) механік (8 чоловік, так як норма обслуговування обладнання 9 одиниць на 1 особу);
- 4) оператор контролю за обладнанням на щиті керування;
- 5) автоматник.

Допоміжні робочі виробництва – це працівники, які обслуговують основне виробництво. Допоміжними працівниками для даного виробництва є:



- 1) наладчик (8 чоловік, так як норма обслуговування обладнання 9 одиниць на 1 особу);
- 2) електрик (8 чоловік, так як норма обслуговування обладнання 9 одиниць на 1 особу);
- 3) слюсар (8 чоловік, так як норма обслуговування обладнання 9 одиниць на 1 особу);
- 4) контролер;
- 5) транспортувальник (8 чоловік);
- 6) комірник;
- 7) прибиральник робочого приміщення.

Таблиця 5.3 - Зведена відомість працюючих на виробничій дільниці

Категорія працюючих	Кількість працюючих, осіб
1. Спеціалісти	2
2. Основні виробничі робочі	6
2. Допоміжні робочі	11

Отже сумарна кількість робітників зміни, що обслуговуватимуть технологічну лінію випуску карбаміду складає 19 чоловік. Причому інженер-технолог та конструктор здійснюють загальний контроль за випуском продукту та станом виробничого обладнання і працюють в 1 зміну.

В таблиці 5.4 вказано кількість основних та допоміжних робітників, що обслуговують технологічний процес :

Таблиця 5.4 - Основні та допоміжні робітники

Посада в цеху	Кількість працівників зміни	Кількість змін на добу	Явочна чисельність працівників, осіб	Чисельність працівників з списком, осіб
<b>Основні працівники</b>				
Начальник зміни	1	3	3	4
Старший майстер	1	3	3	4

Механік	2	3	6	8
Оператор контролю за обладнанням	1	3	3	4
Автоматчик	1	3	3	4
<i>Допоміжні працівники</i>				
Наладчик	2	3	6	8
Електромонтер	2	3	6	8
Слюсар	2	3	6	8
Контролер	1	3	3	4
Транспортувальник	2	3	6	8
Комірник	1	3	3	4
Прибиральник	1	3	3	4
<i>Загальна кількість</i>	17		45	68

Режим роботи цеху – безперервний робочий тиждень. Тривалість робочої зміни 8 год. Визначимо тривалість робочого року для робітника (5.7):

$$T_{\text{рік.р}} = \frac{(D_p - T_{\text{св}})}{D_m} \cdot 40 - (T_{\text{св}}^* - 1^*) \cdot 1 \quad (5.7)$$

де  $T_{\text{св}} = 11$  - кількість святкових днів у році;

$D_m = 7$  - кількість днів у тижні;

40 – тривалість робочого тижня у год.;

$T_{\text{св}}^* = 8$  - кількість святкових днів у році, які не співпадають з вихідними днями;

$1^*$ - кількість спарених свят;

1 – тривалість скорочення робочого дня перед святковими днями;

Тоді тривалість робочого року для робітника буде:

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

Тривалість робочого року підприємства буде:

$$T_{\text{рік.п}} = 365 \cdot 24 = 8760 \text{ год/рік}$$

Розрахуємо кількість бригад робітників:

$$n_{\text{б}} = \frac{T_{\text{рік.п}}}{T_{\text{рік.р}}} = \frac{8760}{2016} = 4,34 \approx 4 \text{ бригади}$$

Тоді встановлюємо 3-х змінний режим роботи (з 8<sup>00</sup> до 16<sup>00</sup> год, з 16<sup>00</sup> до 24<sup>00</sup> год, з 24<sup>00</sup> до 8<sup>00</sup> год), з кількістю бригад 4. Кількість виходів бригади в одну зміну дорівнює кількості бригад. Тому графік змінності матиме наступний вигляд (таблиця 5.5).

Таблиця 5.5 - Графік змінності бригад

Бр игада/Д н.	П н.	В т.	С р.	Ч т.	П т.	С б.	В с.	П н.	В т.	С р.	Ч т.	П т.	С б.	В с.	П н.	В т.
1	1	1	1	1	В	2	2	2	2	В	3	3	3	3	В	4
2	В	2	2	2	2	В	3	3	3	3	В	4	4	4	В	1
3	2	В	3	3	3	3	В	4	4	4	4	В	1	1	2	2
4	3	3	В	4	4	4	4	В	1	1	2	2	2	2	3	3

З графіка змінності видно, що зміно оборот складає 16 днів (4 вихідні дні та 12 робочих дня). Визначимо кількість днів, що відпрацьовує робітник протягом року:

$$D_{\text{роб.дн.}} = \frac{365 \cdot 12}{16} = 274 \text{ днів}$$

Кількість вихідних днів протягом року:

$$D_{\text{вих.дн.}} = \frac{365 \cdot 4}{16} = 91 \text{ днів}$$

Загальний баланс робочого часу робітника представлений в таблиці 5.6:

Таблиця 5.6 - Розрахунок балансу робочого часу середньостатистичного робітника

Показник	Поточний рік
----------	--------------

1.Кількість календарних днів	365
2.Вихідні та святкові дні	91
3.Номінальний фонд робочого часу, дн	274
4.Середня тривалість робочої зміни	7,95 год
5. Внутрішньозмінні втрати робочого часу	0,45
6. Кількість робочих годин	7,5
7. Ефективний фонд робочого часу, год	1627,5

Розрахувавши необхідну кількість обладнання та персоналу, обчислимо грошові затрати на купівлю машин та наймання працівників.

Розрахуємо витрати на обладнання. Отримані дані представимо в таблиці 5.7.

Таблиця 5.7 – Ціна на обладнання

Обладнання	Кількість Обладнан ня, шт.	Ціна за 1од., грн.	Σ, грн.
Компресор для CO <sub>2</sub> та NH <sub>3</sub>	2	3780	7560
Змішувач	1	12000	12000
Насос	1	3600	3600
Колона синтезу	1	241000	241000
Ректифікаційна колона	2	76100	152200
Система промивна колона-2 конденсатори	3	15300	45900
Теплообмінник	3	4800	14400
Сепаратор	3	3100	9300
Вакуум – випарювач	1	28000	28000

Грануляційна вежа	1	24000	24000
$\Sigma$			<b>448900</b>

Далі розрахуємо грошові витрати на виплату заробітної плати 70 працівникам і представимо в звітній таблиці 5.7.

Таблиця 5.7 – З/п працівникам

Посада	Чисельність працівників з списком, осіб	З/п (1особа) грн/місяць	Сума, грн.
<i>Службовці, спеціалісти</i>			
Головний інженер-технолог	1	6000	6000
Головний конструктор	1	4500	4500

Продовження таблиці 5.7.

Посада	Чисельність працівників з списком, осіб	З/п (1особа) грн/місяць	Сума, грн.
<i>Основні працівники</i>			
Начальник зміни	4	3500	14000
Старший майстер	4	5000	20000
Механік	8	2500	20000
Оператор контролю за обладнанням	4	3000	12000
Автоматчик	4	3000	12000

<i>Допоміжні працівники</i>			
Наладчик	8	3200	25600
Електромонтер	8	3000	24000
Слюсар	8	3500	28000
Контролер	4	2500	10000
Транспортувальник	8	2000	16000
Комірник	4	1500	6000
Прибиральник	4	1500	6000
<b><i>Загальна кількість</i></b>	<b>70</b>		<b>176100</b>

Для виробництва кабраміду найкращим рухом предметів праці являється послідовний, оскільки інші види неможливі і неприйнятні для даного технологічного виробництва. Тривалість виробничого циклу складає 118 хв. і потрібно 18 одиниць обладнання (таблиця 5.2), для закупівлі якого необхідно 448900 грн. Виробництво обслуговують 70 працівників (таблиця 5.4) на яких витрачається 176100 грн. заробітної платні в місяць. В рік витрачається 2113200 грн. на заробітну плату.

## 6 ОХОРОНА ПРАЦІ

Розглянувши технологічну схему синтезу карбаміду, можна прийти до висновку, що на виробництві використовуються шкідливі й небезпечні виробничі фактори, до складу яких входять: агресивні та токсичні речовини, пожежонебезпечні матеріали та речовини, електроенергія, механічна, теплова енергії, енергія стисненого газу та хімічних реакцій.

До небезпечного обладнання на даному виробництві можна віднести: апарати під тиском, теплообмінники, ректифікаційні колони, реактор, електричні та механічної дії.

При проектуванні виробництва прийняті проектні рішення, які відповідають вимогам охорони праці та пожежної профілактики.

На основі аналізу шкідливих та небезпечних факторів виробництва, представлено відповідні заходи створення у виробничих приміщеннях оптимальних умов праці та пожежної профілактики.

### 6.1 Повітря робочої зони

Згідно ДСН 3.3.6.042 – 99 роботи у цеху відносяться до категорії середньої важкості Пб. У таблиці 6.1 наведені оптимальні значення параметрів мікроклімату, прийняті проектом.

На виробництві передбачається використання аміаку та вуглекислого газу. Деякі з цих речовин можуть бути у вигляді газу або розчину.

Таблиця 6.1 – Оптимальні величини температури, відносної вологості та швидкості руху повітря в робочій зоні виробничого приміщення

Період року	Категорія робіт	Температура, °С	Відносна волога, %	Швидкість руху повітря, м/с
Холодний	Середньої важкості Пб	17 – 19	40 – 60	0.2
Теплий		20 – 22	40 – 60	0.3

Для захисту персоналу від газу передбачено засоби індивідуального захисту: респіратори, захисні окуляри, марлеві пов'язки, шлангові протигази ПШ-1, ПШ-2.

Для нормалізації повітря робочої зони проектом передбачено використання системи штучної вентиляції. Природний обмін повітря здійснюється за допомогою вікон.

Для нормалізації мікроклімату застосовуємо змішану загальнообмінну вентиляцію, для рівномірного повітрообміну. Місцева вентиляція служить для подачі свіжого повітря до робочого місця.

Для підвищення ефективності вентиляційних систем передбачена герметизація всього технологічного обладнання.

Передбачено аварійну вентиляцію (тільки витяжну), яка призначена для швидкого видалення великих кількостей шкідливих та вибухонебезпечних речовин, а також забрудненого газом повітря, що виникає при порушеннях технологічного процесу або аваріях технологічного обладнання.

Для контролю мікроклімату використовуються: термометри, психрометри.

## **6.2 Виробниче освітлення**

У відділенні передбачається штучне освітлення.

В приміщенні система освітлення – штучне загальне освітлення, охо-ронна, аварійна. Приміщення освітлюється за допомогою 10 дволампових світильників типу ШОД (закриті знизу металевими ґратами, з боків – стек-лами) , які розміщені у два ряди і в кожному з яких знаходяться люмінес-центні лампи потужністю 40 Вт, тип ламп ЛД 40. При відключенні робочого освітлення передбачене аварійне освітлення. Для аварійного освітлення застосовано лампи розжарення та люмінесцентні лампи.

У виробничому приміщенні довжиною 10 м, висотою 4 м і шириною 6 м виконуються роботи, при яких мінімальний розмір об'єкта, що розпі-знається, становить 0,2 мм. Стеля приміщення свіжопобілена  $\rho_{сл} = 70\%$ , стіни мають світлосірий колір  $\rho_{сн} = 50\%$ , підлога з дубового паркету  $\rho_{п} = 30\%$ . Висота робочої поверхні  $h_p$  становить 0,8м, характеристика фону – середній, контраст об'єкта розпізнавання з фоном великий.

Для розрахунку освітленості приймаємо коефіцієнт запасу ( $k_z$ ) рівним 1,5, а коефіцієнт нерівномірності ( $z$ ) рівним 1,1.

Згідно з ДБН В.2.5.28-2006 нормоване значення освітленості на ро-бочому місці  $E_n = 200$  лк.



На підставі характеристики системи освітлення і розмірів приміщення визначаємо фактичну освітленість у приміщенні. Для цього виходячи з типу і потужності ламп визначаємо світловий потік, який випромінює кожна з них:

$$F_{л} = E_{нкз} S_z / (N \eta \gamma) = 2340 \text{ лм} . \quad (6.1)$$

Підраховуємо індекс приміщення і по формулі:

$$i = ab / hc (a + b) \quad (6.2)$$

де  $a$  і  $b$  довжина і ширина приміщення, м;

$hc$  – висота підвісу світильника над робочою поверхнею, м:

$$i = 10 \cdot 6 / 3,2 (10 + 6) = 1,17 \approx 1,1.$$

Виходячи з індексу приміщення ( $i$ ) та коефіцієнтів відбиття стелі, стін і підлоги ( $\rho_{сл}$ ,  $\rho_{сн}$ ,  $\rho_{р}$ ), визначаємо коефіцієнт використання світлового потоку  $\eta$  :

$$\eta = 0,4$$

Відхилення фактичного значення від нормативного не більше 10%, отже, система освітлення відповідає нормативним вимогам.

Освітленість контролюється за допомогою люксметра Ю-116 1 раз на рік після ремонту освітлювальної установки.

При відключенні робочого освітлення передбачена система аварійного освітлення. Світильники аварійного освітлення приєднуються до мережі робочого освітлення з автоматичним перемиканням на незалежне живлення.

Контроль освітленості здійснюється люксометром Ю-116 не менше 1 разу в рік, а також після ремонту приміщень.

### **6.3 Захист від виробничого шуму та вібрацій**

Основне технологічне обладнання на виробництві карбаміду практично безшумне. Джерелом шуму є викиди водяної пари, та протікання речовин та газів між апаратами, насоси та їх електродвигуни. За походженням цей шум належить до гідродинамічного.

Для зменшення рівня шуму та вібрації в цеху проектом передбачені наступні заходи і засоби:

- насосні агрегати обладнано надійними звукоізолюючими пристроями, що представляють собою використання вібродемпфуючих матеріалів та гнучких сполучень;
- використовуються насоси на віброізоляторах;
- змінюється число обертів джерела вібрації для збільшення розриву між власною частотою коливань і резонансною частотою.

#### 6.4 Електробезпека

Проектом передбачено здійснювати живлення електроустаткування від трифазної 4-х провідної електричної мережі змінного струму промислової частоти із глухозаземленою нейтраллю напругою 380/220 В.

Відповідно ГОСТ 12.1.038 - 82 допустимі рівні напруги дотику ( $U_d$ ) і струму, що проходить через тіло людини ( $I_l$ ) дорівнює: при нормальному режимі роботи електроустаткування  $U_d = 2В$ , а  $I_l = 0.3mA$ ; при аварійному - відповідно 36В і 6mA. Припустимі значення струму й напруги:

- у нормальному режимі роботи

$I_l = 0,3 \text{ мА}$  і  $U_{пр} = 2 \text{ В}$ , при часі дії до 10 хв/добу;

- в аварійному режимі роботи:

$I_l = 6 \text{ мА}$  і  $U_{пр} = 36 \text{ В}$ , при контакті більше 1 с.

Однофазний дотик зустрічається набагато частіше, ніж двофазний. Такий дотик менш небезпечний, тому що до тіла людини прикладається лінійна напруга.

Струм, що проходить через людину в цьому випадку, складе:

$$I_l = \frac{U_{\phi} \cdot 10^3}{R_l + R_0}, \text{ мА}$$

де  $U_{\phi} = 220 \text{ В}$  – фазна напруга, В;  $R_l = 2000 \text{ Ом}$  – опір тіла людини, Ом;  $R_0 = 30 \text{ Ом}$  – опір нейтралі заземлення, Ом.

$$I_l = \frac{220 \cdot 10^3}{2000 + 30} = 109,8 \text{ мА}$$

При цьому напруга дотику складе:

$$U_{\text{дот}} = I_l \cdot R_l = 0,1098 \cdot 2000 = 219,6 \text{ В}$$

Висновок: розрахувавши струм, що проходить через людину і напругу дотику, і порівнявши їх з значеннями, що допустимі і нормовані за ГОСТ 12.1.038

– 82 ми бачимо, що експлуатація таких установок та порушення вимог ПУЕ є небезпечною для здоров'я і життя людини. Тому необхідно вжити таких заходів, щодо забезпечення електробезпеки.

Для захисту від електрики впроваджено такі заходи: занулення електроустаткування; захист електропроводки від механічних ушкоджень про-кладкою проводів у металевих трубах, схованої, у металорукавах; устано-вка електроустаткування відповідно до умов навколишнього середовища, закриті пилонепроникні електродвигуни та світильники; захисне відклю-чення електроустаткування. Передбачене використання захисного одягу та пристроїв: діелектричні рукавички, інструменти з ізолюючими рукоятка-ми, покажчики напруги, діелектричні калоші, що ізолюють підставки, тим-часові огороження, захисні окуляри, подвійна ізоляція, застосування ма-лих напруг. Блокування в системах пуску і зупинки обладнання. Недосту-пність струмоведучих частин. Передбачений систематичний контроль ізо-ляції. До роботи з електрообладнанням допускаються особи, які мають на це дозвіл посадових осіб. Ремонт і обслуговування електроустаткування здійснюють не менше 2 осіб. Схема автоматизації передбачає блокування і можливість автоматичного, аварійного відключення устаткування, а також звукову та світлову сигналізацію.

## **6.5 Безпека технологічних процесів і обслуговування обладнання**

З боку технологічних процесів, на підприємстві є механізми, які змо-жуть завдати обслуговуючому персоналу травм:

- обертів деталі;
- апарати під тиском (до 0,6 МПа).

Можливі падіння людей з висоти бм, тому вони огорожені перила-ми висотою до 1 м.

Аварійні ситуації можуть виникнути при порушенні технологічного режиму неправильної експлуатації обладнання, поломки обладнання мо-жуть призвести до аварій, вибухів, пожеж.

Головні причини аварійних ситуацій: порушення герметичності ус-тановок, прорив транспортних труб, припинення подачі технологічної во-ди,

захаращеність робочих місць, порушення технологічного режиму, від-ключення електроенергії, невиконання правил з техніки безпеки та інші.

## **6.6 Пожежна безпека**

Причинами пожежі в цеху можуть бути:

- перенавантаження електрообладнання;
- теплова дія;
- механічне пошкодження електромережі;
- прямий удар блискавки в будівлю.

Протипожежними заходами є:

- встановлення плавких запобіжників;
- використання стержневих блискавковідводів.

Будівля корпусу хімічного цеху, де знаходиться відділення пом'якшення, збудована з негорючого матеріалу другого ступеня вогнес-тійкості. В якості сигналізації встановлені датчики типу ПОСТ 1 та теле-фонний зв'язок. З метою дотримання правил пожежної безпеки у проекті передбачено такі запобіжні заходи: розділення апаратів протипожежними перегородками на відсіки, обладнання протипожежних перешкод у вигляді гребенів, козирків, бортиків, протипожежний водопровід, ємності з піском і пожежні щити. Передбачається захист ізоляції від теплового впливу. За-хист від прямих ударів блискавки забезпечується завдяки стержневим бли-скавковідводам. В цеху для пригнічення пожежі передбачено сухий пісок, азбестові ковдри, порошкові вогнегасники, які є найбільш універсальними по області застосування й по робочому діапазоні температур. В примі-щенні є два евакуаційні виходи на випадок виникнення пожежі. Всі елект-роустановки захищені автоматичними пристроями від струмів короткого замикання.

Показники пожежо- та вибухонебезпечності речовин та матеріалів наведені в таблиці 6.2

Таблиця 6.2 - Показники пожежо- та вибухонебезпечності речовин та матеріалів

Реагенти що використовують у виробництві	Агрегатний стан речовини за н.у.	Показники пожежо- та вибухонебезпечності			Вогне- гасні засоби	Категорія приміщення за ОНТП 24 - 86	Клас приміщення (зони) і зовнішніх установок за ПУЕ	Категорія об'єкту і типу зони за устрором блискавкозахисту згідно СН 305 - 77
		Горючість	Температура спалахування, °С	Температура самоспалахування, °С				
Машино-масло (насос)	Р	Горить	180	380	Порошок ПСБ і СН-2	Д	П – Па	Ша
Гума (ізоляція, одяг)	Тв	Горить	220	400	ОХ П – 10			

У даному розділі розроблено заходи, які направлені на створення здорових та безпечних умов праці та пожежної безпеки відповідно до санітарних норм і правил. Під час розробки проекту:

- наведено оптимальні та допустимі параметри мікроклімату в робочій зоні виробничого приміщення;
- створено сприятливу для роботи систему освітлення, а також проведено розрахунок системи загального електричного освітлення цеху методом коефіцієнта використання світлового потоку;
- передбачено застосування засобів захисту від виробничого шуму та вібрацій;
- наведено перелік електрозахисних засобів колективного та індивідуального захисту;
- вжито всіх можливих заходів щодо безпеки технологічних процесів та обслуговування обладнання;

- з метою дотримання правил пожежної безпеки проведено ряд заходів відповідного захисту.

## ВИСНОВКИ

В ході виконання даної роботи було проаналізовано технологічний процес виробництва карбаміду. Було спроектовано та розраховано основний апарат у синтезі карбаміду – колону синтезу карбаміду. Основну задачу комп'ютерного розрахунку виробництва карбаміду виконано для чого:

1) виконано комп'ютерний розрахунок балансу речовин у виробництві карбаміду, результатом якого є зведена таблиця кількості речовин по потокам даної технологічної схеми;

2) підібрана математична модель для розрахунку колони синтезу;

3) на основі підбраної математичної моделі був запрограмований розрахунковий модуль на мові програмування Delphi, який дозволив здійснити конструктивний розрахунок колони синтезу, розрахувати її діаметр та висоту та перевірити правильність розрахунків;

4) розроблена функціональна схема автоматизації процесу виробництва карбаміду. Для забезпечення протікання даного процесу необхідно регулювати тиск та температуру на різних стадіях процесу, а також співвідношення речовин, що надходять до колони синтезу. Розроблена функціональна схема автоматизації для:

- Регулювання температури рідкого аміаку, що подається до змішувача.
- Регулювання температури двоокису вуглецю, що подається до змішувача.
- Регулювання температури протікання процесу синтезу карбаміду в колоні синтезу.
- Регулювання температури в нижній частині ректифікаційної колони дистиляції 1-ого ступеня.
- Регулювання температури в нижній частині ректифікаційної колони дистиляції 2-ого ступеня.
- Регулювання температури в теплообміннику випарного апарату.

- Регулювання температури розчину амонійних солей на виході з промивної колони.
- Контроль тиску з яким розчин карбамата амонію подається до колони синтезу карбаміду.
- Контроль тиску в верхній частині ректифікаційної колони дистиляції 1-ого ступеня.
- Контроль тиску в верхній частині ректифікаційної колони дистиляції 2-ого ступеня.
- Контроль тиску вихідної суміші амонійних солей на виході з промивної колони.
- Регулювання та сигналізація тиску в змішувачі.
- Регулювання витрати і встановлення співвідношення рідкого аміаку та двоокису вуглецю, що надходять до колони синтезу карбаміду.

5) проведені економічні розрахунки, що відображують найбільш прийнятний вид руху предметів праці для даного виробництва, кількість потрібного обладнання та персоналу, що його обслуговує;

6) в розділі охорони праці визначено основні джерела небезпек та розроблені інструкції у випадку їх виникнення.



## СПИСОК ПОСИЛАНЬ

1. Мухленов И.П. Общая химическая технология. Учебник в 2-х частях под редакцией И.П. Мухленов [Текст].-М.:Высшая школа,1984
2. Островская Э.Н. Расчет и конструирование химических аппаратов с мшалками [Текст] / Островская Э.Н., Полякова Т.В. – М.: 2006 – 116 с.
3. Кутепов А.Н. Общая химическая технология [Текст] / Кутепов А.Н., Бондарев Т.И., Беренгартен М.И.-М.:Высшая школа,1990.-520 с.
4. Технология неорганических веществ и удобрений. Курс лекцій [Текст] -Великий Новгород, 2007.-237 с
5. Машины и аппараты химических производств./Под ред. Чернобыльского [Текст]. М.:Химия,1980.-400с.
6. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. [Текст] - М: Химия. 1973.-752с.
7. Полоцкий Л.М. Автоматизация химических производств. Теория, расчет и проектирование систем автоматизацію [Текст] / Полоцкий Л.М., Лапшенков Г.И.-М.: Химия, 1982.-296 с.
8. Автоматические приборы, регуляторы и управляющие машины. Справочное пособие. Изд 2-е перераб. и доп. Кошарский Б. Д. и др.-Л.: Машиностроение, 1968, 880с.
9. Химико-технологические системы. Синтез, оптимизация и управлние. Под редакцией И. П. Мухленова. - Л.: Химия, 1986. - 424с.
10. Промислові засоби автоматизації. Частина I. Вимірювальні пристрої. / Під заг. ред. А.К.Бабіченка/. – Харків, 2001. – 470 с
11. Промислові засоби автоматизації. Частина II. Регулювальні і виконавчі пристрої. / Під заг. ред. А.К.Бабіченка/. – Харків, 2001. – 657 с
12. ГОСТ 2.780-96. Единая система конструкторской документации. Обозначения условные графические. Кондиционеры рабочей среды, емкости гидравлические и пневматические.  
<http://cert.obninsk.ru/dump/alldoc/info/1z1/g133.shtml>

13. ГОСТ 21.404-85 СПДС. Автоматизация технологических процессов. Обозначения условные приборов и средств автоматизации в схемах. <http://cert.obninsk.ru/gost/600/600.html>

14. Дифманометри ДМ-3583М, ДМТ-3583М-, ДМТ-3583М2, ДМТ-3583М-ЕХ, ДМТ-3583М3, ДМТ-3583М11, ДМТ-3583М12  
<http://www.metrarus.ru/kip/element.php-ID=2927.htm>

15. Посилання на сайт виробника колон синтезу  
<http://www.mashspec.ru/index.html>

16. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л. и др.. Расчеты по технологии органических альдегидов и кислот. Харьков: НТУ «ХПИ», 2006. – 88 с

17. Юкельсон И.И. Технология основного органического синтеза. Госхимиздат, 1958. – 249 с.

18. Лебедев Н.Н. Химия и технология основного органического синтеза. М.: Химия, 1981. – 605 с.

19. Кутепов А.М. и др. Общая химическая технология. М.: Высш. Шк., 1985. – 448 с.

# ДОДАТКИ

## Додаток А

### Звіт по виконаних розрахунках матеріального балансу у ChemCad

Stream No.	1	2	3
4			
Stream Name	1	2	
Temp K	308.0000*	308.0000	359.6937
453.0000			
Pres Pa	20000000.3194*	1999999.9057*	20000000.3194
20000000.3194			
Enth MJ/h	-15943.	-5213.0	-20518.
23831.			
Vapor mole fraction	0.99716	0.00000	0.00000
0.00000			
Total kmol/h	40.8310	78.7640	119.5950
51.3801			
Total kg/h	1774.8378	1341.4297	3116.2675
3305.6304			
Total std L m3/h	2.1394	2.1678	4.3072
0.7833			
Total std V m3/h	915.17	1765.39	2680.56
1151.62			
Flowrates in kmol/h			
Carbon Dioxide	39.3640	0.0000	39.3640
0.0000			
Oxygen	0.6830	0.0000	0.6830
0.6830			
Water	0.1390	0.0000	0.1390
10.6521			
NH2COONH4	0.0000	0.0000	0.0000
39.3640			
CO(NH2)2	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Nitrogen	0.6450	0.0000	0.6450
0.6450			
Ammonia	0.0000	78.7640	78.7640
0.0360			
-----			
-			
Stream No.	5	6	7
8			
Stream Name			
Temp K	254.5504	312.9590	392.0000
473.0000			
Pres Pa	200000.0000	20000000.3194	20000000.3194
20000000.3194			
Enth MJ/h	-5213.0	-5172.8	-4575.0
12613.			
Vapor mole fraction	0.19121	0.00000	0.00000
0.49881			
Total kmol/h	78.7640	78.7640	78.7640
90.7441			
Total kg/h	1341.4297	1341.4297	1341.4297

3303.4180				
Total std L m3/h	2.1678	2.1678	2.1678	
6.3829				
Total std V m3/h	1765.39	1765.39	1765.39	
2033.91				
Flowrates in kmol/h				
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	
0.0000				
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	
0.6830				
Water	0.0000	0.0000	0.0000	
50.0161				
NH2COONH4	0.0000	0.0000	0.0000	
0.0000				
CO(NH2)2	0.0000	0.0000	0.0000	
39.3640				
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	
0.6450				
Ammonia	78.7640	78.7640	78.7640	
0.0360				
-----				
-				
Stream No.	9	10	11	
12				
Stream Name				
Temp K	485.5892*	445.2396*	413.0000	
413.0000				
Pres Pa	1999999.9057	1999999.9057	1999999.9057	
1999999.9057				
Enth MJ/h	-5708.1	-6189.9	-2349.0	-
4810.0				
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	0.94319	
0.071915				
Total kmol/h	21.0263	69.7102	51.2307	
18.4795				
Total kg/h	378.7888	2924.4912	2578.1829	
346.3083				
Total std L m3/h	0.3788	6.0039	5.6572	
0.3467				
Total std V m3/h	471.28	1562.46	1148.27	
414.19				
Flowrates in kmol/h				
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	
0.0000				
Oxygen	0.0000	0.6830	0.0000	
0.6830				
Water	21.0263	28.9822	11.5929	
17.3893				
NH2COONH4	0.0000	0.0000	0.0000	
0.0000				
CO(NH2)2	0.0000	39.3640	39.3640	
0.0000				
Nitrogen	0.0000	0.6450	0.2580	
0.3870				
Ammonia	0.0000	0.0360	0.0158	
0.0202				
-----				
-				

Stream No.	13	14	15
16			
Stream Name			
Temp K	383.4528	413.0000	416.0000
406.7088*			
Pres Pa	300000.0000	300000.0000	300000.0000
300000.0000			
Enth MJ/h	-2386.6	-1121.3	-1103.2
0.033550			
Vapor mole fraction	1.0000	1.0000	1.0000
0.00000			
Total kmol/h	51.3101	46.5142	4.7959
0.0001			
Total kg/h	2583.2221	2495.2814	87.9403
0.0022			
Total std L m3/h	5.6692	5.5800	0.0891
0.0000			
Total std V m3/h	1150.05	1042.55	107.49
0.00			
Flowrates in kmol/h			
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Water	11.5656	6.9394	4.6263
0.0001			
NH2COONH4	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
CO(NH2)2	39.4501	39.4501	0.0000
0.0000			
Nitrogen	0.2594	0.1038	0.1556
0.0000			
Ammonia	0.0350	0.0210	0.0140
0.0000			
-----			
-			
Stream No.	17	18	19
20			
Stream Name			
Temp K	412.8312	400.0000	413.0000
415.7097			
Pres Pa	200000.0000	200000.0000	200000.0000
1999999.9057			
Enth MJ/h	-1122.0	-1191.7	-294.26
281.09			
Vapor mole fraction	1.0000	1.0000	1.0000
1.0000			
Total kmol/h	46.5142	46.5142	42.9271
42.9271			
Total kg/h	2495.2814	2495.2814	2429.6919
2429.6919			
Total std L m3/h	5.5800	5.5800	5.5136
5.5136			
Total std V m3/h	1042.55	1042.55	962.15
962.15			
Flowrates in kmol/h			
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			

Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Water	6.9394	6.9394	3.4697
3.4697			
NH2COONH4	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
CO(NH2)2	39.4501	39.4501	39.4501
39.4501			
Nitrogen	0.1038	0.1038	0.0052
0.0052			
Ammonia	0.0210	0.0210	0.0021
0.0021			

---

-			
Stream No.	21	22	23
24			
Stream Name			
Temp K	400.0000	406.7088	406.7088
485.5892			
Pres Pa	200000.0000	300000.0000	300000.0000
1999999.9057			
Enth MJ/h	-829.41	-0.014423	-0.014420
0.00000			
Vapor mole fraction	1.0000	1.0000	0.99998
1.0000			
Total kmol/h	3.5872	0.0001	0.0001
0.0000			
Total kg/h	65.5896	0.0011	0.0011
0.0000			
Total std L m3/h	0.0665	0.0000	0.0000
0.0000			
Total std V m3/h	80.40	0.00	0.00
0.00			
Flowrates in kmol/h			
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Water	3.4697	0.0001	0.0001
0.0000			
NH2COONH4	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
CO(NH2)2	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Nitrogen	0.0986	0.0000	0.0000
0.0000			
Ammonia	0.0189	0.0000	0.0000
0.0000			

---

Stream No.	25	26	27
28			
Stream Name			
Temp K	485.5892	485.5892	485.5900*
297.8723			
Pres Pa	1999999.9057	1999999.9057	1999999.9057
1999999.9057			
Enth MJ/h	-2854.0	-2497.2	-2854.0
23372.			
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	0.00000
0.46366			
Total kmol/h	10.5132	10.5132	10.5131
130.1081			
Total kg/h	189.3948	189.3948	189.3940
3305.6616			
Total std L m3/h	0.1894	0.1894	0.1894
4.4966			
Total std V m3/h	235.64	235.64	235.64
2916.20			
Flowrates in kmol/h			
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000
39.3640			
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000
0.6830			
Water	10.5132	10.5132	10.5131
10.6521			
NH <sub>2</sub> COONH <sub>4</sub>	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000
0.6450			
Ammonia	0.0000	0.0000	0.0000
78.7640			

### Розрахунок моделі реактора у MathCad

**Вхідні дані:**

$$Ca_0 := 9.8 \quad Cb_0 := 4.9 \quad Cc_0 := 0.17 \quad Cd_0 := 0$$

$$k1(tem) := 0.0512 \quad k2(tem) := 0.0071$$

$$t_0 := 0 \quad tem_0 := 45 \quad Tt := 200 \quad \Delta t := 0.1 \quad \underline{V} := 2500$$

**Розрахунок :**

$$i := 1..1000$$

$$fca(Ca, Cb, Cc, Cd, tem) := -2k1(tem) \cdot Ca^2 \cdot Cb + 2 \cdot k2(tem) \cdot Cc \cdot Cd$$

$$fcb(Ca, Cb, Cc, Cd, tem) := -k1(tem) \cdot Ca^2 \cdot Cb + k2(tem) \cdot Cc \cdot Cd$$

$$fcc(Ca, Cb, Cc, Cd, tem) := k1(tem) \cdot Ca^2 \cdot Cb - k2(tem) \cdot Cc \cdot Cd$$

$$fcd(Ca, Cb, Cc, Cd, tem) := k1(tem) \cdot Ca^2 \cdot Cb - k2(tem) \cdot Cc \cdot Cd$$

$$\begin{pmatrix} t_i \\ Ca_i \\ Cb_i \\ Cc_i \\ Cd_i \end{pmatrix} := \begin{pmatrix} t_{i-1} + \Delta t \\ Ca_{i-1} + fca(Ca_{i-1}, Cb_{i-1}, Cc_{i-1}, Cd_{i-1}, tem_0) \cdot \Delta t \\ Cb_{i-1} + fcb(Ca_{i-1}, Cb_{i-1}, Cc_{i-1}, Cd_{i-1}, tem_0) \cdot \Delta t \\ Cc_{i-1} + fcc(Ca_{i-1}, Cb_{i-1}, Cc_{i-1}, Cd_{i-1}, tem_0) \cdot \Delta t \\ Cd_{i-1} + fcd(Ca_{i-1}, Cb_{i-1}, Cc_{i-1}, Cd_{i-1}, tem_0) \cdot \Delta t \end{pmatrix}$$

$$\Delta_i := \left| fca(Ca_{i-1}, Cb_{i-1}, Cc_{i-1}, Cd_{i-1}, tem_0) \right|$$

$$\Delta =$$

	0
0	0
1	48.189
2	6.239
3	4.124
4	3.014
5	2.334
6	...

$$t =$$

	0
0	0
1	0.1
2	0.2
3	0.3
4	0.4
5	0.5
6	0.6
7	0.7
8	0.8
9	0.9
10	1
11	1.1
12	1.2
13	1.3
14	1.4
15	...

$$Ca =$$

	0
0	9.8
1	4.981
2	4.357
3	3.945
4	...

$$Cb =$$

	0
0	4.9
1	2.491
2	2.179
3	1.972
4	...

$$Cc =$$

	0
0	0.17
1	2.579
2	2.891
3	3.098
4	...

$$Cd =$$

	0
0	0
1	2.409
2	2.721
3	2.928
4	...



## **Додаток В**

**Лістинг програми проектного розрахунку колони синтезу**

Блок-схема обчислювального модулю

