

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
Навчально-науковий інститут
«Українська інженерно-педагогічна академія» Харківського національного
університету імені В. Н. Каразіна

Кафедра _____ АМтаЕТ _____

До захисту допущено
Завідувач кафедри

(підпис)

_____ д.т.н., професор Канюк Г.І.
 (науковий ступінь, вчене звання, ім'я, прізвище)

« _____ » _____ 20 ____ р.

КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА (ДИПЛОМНА РОБОТА)

рівень вищої освіти _____ магістр _____

спеціальність 174 Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології та
 робототехніка
 освітньо-професійна програма _____

тема «Удосконалення системи керування процесами ректифікації в
нафтогалузі»

Виконав (ла)

студент (ка) групи ДЕА-23мг _____
 (шифр групи)

_____ **КОЗИР Тарас Григорович**
 (ім'я, прізвище)

Керівник роботи

_____ д.т.н., Канюк Г.І.
 (науковий ступінь, вчене звання, ім'я, прізвище)

Рецензент роботи

_____ к.т.н., Буданов П.Ф.
 (науковий ступінь, вчене звання, ім'я, прізвище)

Консультант

_____ (назва розділу)

_____ (науковий ступінь, вчене звання, ім'я, прізвище)

_____ (підпис)

Засвідчую, що у цій роботі
 немає цитат та вилучень з
 праць інших авторів без відповідних
 посилань
 студент(ка) _____
 (підпис)

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
Навчально-науковий інститут «Українська інженерно-педагогічна
академія» Харківського національного університету імені В. Н. Каразіна

Кафедра АМтаЕТ
Спеціальність 174
Освітньо-професійна програма магістр

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

(підпис)

д.т.н., професор Канюк Г.І. _____
(науковий ступінь, вчене звання, ім'я, прізвище)

« » _____ 20 р.

ЗАВДАННЯ
на кваліфікаційну роботу
_____ **рівня вищої освіти**

студенту (ці) КОЗИР Тарас Григорович
(ім'я, прізвище)

1. Тема Удосконалення системи керування процесами ректифікації в нафтогалузі

затверджена наказом по академії № 4801-5/3704 від «21» 11 2024р.

2. Термін здачі закінченої роботи «28» 11 2024 р.

3. Вихідні дані до роботи Існуючі схеми автоматичного керування процесами ректифікації в нафтогалузі та їх конструкції, методи керування, математичні моделі

4. Зміст роботи (перелік питань, які належить розробити):

Аналіз сучасного обладнання в нафтогалузі, аналіз недоліків та переваг існуючих систем керування процесами ректифікації в нафтогалузі. Дослідження режимів роботи ректифікації в нафтогалузі, дослідження перспективних напрямків розвитку, висновки

5. Перелік графічного матеріалу (презентаційний матеріал):

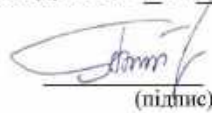
Актуальність теми, існуюче обладнання нафтогалузі, недоліки та переваги існуючих систем керування процесами ректифікації в нафтогалузі, порівняльний аналіз систем керування, висновки.

6. Консультант:

Розділ	Консультант	Підпис, дата		Оцінка (бали)
		Завдання видав	Завдання прийняв	

7. Дата видачі завдання «_14_»_09_2024__р.

Керівник


 (підпис)

Канюк Г.І.

(ім'я, прізвище)

Завдання прийняв до виконання


 (підпис)

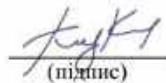
Козир Т.Г.

(ім'я, прізвище)

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН-ГРАФІК виконання кваліфікаційної роботи

№ з/п	Назва етапів роботи та питань, які мають бути розроблені відповідно до завдання	Термін виконання	Позначки керівника про виконання завдань
1	Аналіз існуючих систем керування	14.10-28.10	виконано
2	Аналіз характеристик систем керування в різних режимах роботи	28.10-05.11	виконано
3	Порівняльний аналіз	05.11-14.11	виконано
4	Експериментальні дослідження	14.11-28.11	виконано
5	Висновки	28.11	виконано

Студент (ка)


 (підпис)

_ Козир Т.Г.

(ім'я, прізвище)

Нормоконтроль


 (підпис)

_ Ключка Є.П.

(ім'я, прізвище)

Зміст

Позначення та скорочення.....	8
Вступ.....	9
Розділ 1. Огляд літератури та постановка проблеми.....	11
1.1. Аналіз літератури.....	11
1.2. Використання та аналіз різних стратегій управління.....	13
1.3. Обґрунтування наукової новизни та практичної значимості.....	15
Розділ 2. Аналіз технологічного процесу.....	18
2.1. Сировина та продукти встановлення деетанізації та стабілізації конденсату та їх схема руху.....	18
2.2. Основні споруди.....	19
2.2. Опис технологічної схеми встановлення деетанізації та стабілізації конденсату.....	20
Розділ 3. Розробка моделі системи керування.....	28
3.1. Модель системи регулювання рівня середовища у роздільнику рідини.....	28
3.2. Модель системи регулювання для буферної ємності та колони ректифікації.....	34
Розділ 4. Аналіз динаміки САР за різних стратегій управління.....	40
4.1. Класичне ПІД-регулювання.....	40

4.2. Управління із застосуванням стратегії «Anti-windup control».....	46
4.3. Управління з використанням керування з прогнозуючими моделями (MPC).....	50
Сутність MPC-управління	51
4.3.2. MPC-управління процесами МІМО-системи "буферна ємність - колона ректифікації"	58
4.3.3. Дослідження впливу зміни режиму роботи системи.....	65
Розділ 5. Дослідження системи автоматизованого керування технологічним процесом	68
5.1. Структура системи	68
5.2. Технічні засоби системи.....	68
5.2.1. Технічні засоби середнього рівня.....	68
5.2.2. Технічні засоби верхнього рівня	70
5.3. Перспективи розвитку, модернізації системи	72
5.4. Чисельність та кваліфікація персоналу системи.....	72
5.5. Дотримання вимог безпеки	73
5.6. Забезпечення надійності системи	73
5.7.Захист КТЗ від зовнішніх впливів	74
Розділ 6. Ресурсоефективність та ресурсозбереження»	76
6.1. Оцінка комерційного та інноваційного потенціалу НТІ.....	76
6.1.1. Методи комерціалізації результатів науково-технічного дослідження	

.....	76
6.1.2. Потенційні споживачі результатів дослідження.....	77
6.1.3. SWOT-аналіз.....	78
6.1.4. Аналіз конкурентних технічних рішень з позиції ресурсоефективності та ресурсозбереження	79
6.1.5. FAST-аналіз	82
6.2. Планування процесу управління НТІ: структура та графік проведення, бюджет, ризики та організація закупівель.....	85
6.2.1. Контрольні події проекту	85
6.2.2. План проекту	87
6.2.3. Визначення трудомісткості виконання робіт	87
6.2.4. Розробка графіка проведення наукового дослідження	88
6.3. Розробка статуту науково-технічного проекту	92
6.3.1. Сировина, матеріали, покупні вироби та напівфабрикати	92
6.3.2. Спеціальне обладнання для наукових праць.....	93
6.3.3. Основна та додаткова зарплата науково-виробничого персоналу.....	94
6.3.4. Відрахування у позабюджетні	96
6.3.5. Накладні витрати.....	97
6.5. Визначення ресурсної, фінансової, економічної ефективності.....	98
6.5.1. Оцінка порівняльної ефективності дослідження	98

6.5.2. Оцінка абсолютної ефективності дослідження.....	100
6.6. Висновки за розділом 6	106
Висновки.....	107
Список використаних джерел	Error! Bookmark not defined.
Додаток А	Error! Bookmark not defined.
Додаток Б.....	Error! Bookmark not defined.
Додаток В	Error! Bookmark not defined.

Позначення та скорочення

- АРМ - Автоматизоване робоче місце;
- АСУ - Автоматизована система управління;
- АСУТП - Автоматизована система управління технологічним процесом;
- ВАК - Блок арматурної колони; БАП - Блок арматурної печі;
- БЗ - Блок виміру;
- БКС ННГ – Блокова компресорна станція низьконапірних газів;
- КВП – контрольно-вимірювальні прилади та автоматика;
- ОУ - Об'єкт управління;
- ПД-регулятор - Пропорційно-інтегрально-диференційний регулятор;
- ПЗ – Програмне забезпечення;
- САР – система автоматичного регулювання;
- ТСП - Товарно-сировинний парк;
- УДСК - Встановлення деетанізації та стабілізації конденсату;
- УКПГіК - Встановлення комплексної підготовки газу та конденсату;
- ФСА – функціональна схема автоматизації;
- НП - частотний перетворювач;
- ЕД – електродвигун;
- APC-AdvancedProcessControl (удосконалене управління процесами);
- MIMO-system - multiple input multiple output system (система з безліччю входів та виходів);
- MPC - Model Predictive Control (управління з прогнозуючими моделями).

Вступ

Нині перед підприємствами першочерговими завданнями стоять як питання безпеки, надійності виробництва, поліпшення якості продукції, а й такі завдання, які дозволяють підвищити прибутковість підприємства, вирішити питання економічності виробництва та скорочення економічних втрат. Системи вдосконаленого управління технологічним процесом (СУУТП) або, іноземний варіант, APC-управління (Advanced Process Control) спрямовані на підйом такого економічного показника, як прибутковість підприємства за рахунок збільшення продуктивності технологічних установок, скорочення енергетичних витрат, виведення показників якості продукції до стабільних значень, значного редукування втрат при зміні режиму роботи, а також підвищення як стабільності, і безпеки роботи установок. Крім цього, слід виділити підвищення керованості установок. MPC-управління («Model Predictive Control») чи управління з прогнозуючими моделями є основним напрямом розвитку СУУТП. Використання такого управління відкриває можливість збільшення прибутковості підприємства у ситуаціях з жорсткими обмеженнями, накладеними на керуючі та регульовані змінні, а також у разі керування складними об'єктами, що мають багатопараметричну структуру.

Нафтогазова промисловість є провідною галуззю промисловості, а об'єкти нафтогазової промисловості - складні об'єкти, що мають безліч параметрів з обмеженнями, накладеними на ці параметри. Видобуток природних копалин щільно пов'язані з їх подальшою переробкою. При переробці нафти та газу виходить побічний продукт – нестабільний газовий конденсат. Цей вид конденсату є сировиною для установок деетанізації та стабілізації конденсату (УДСК). Стабільний газовий конденсат призначений для використання в нафтохімічній промисловості та одержання палива на його основі. Також слід зазначити, що питання повноти використання

природних ресурсів завжди стояли досить гостро і ігнорувати побічні продукти, одержувані різних етапах, не можна. Звідси випливає, що необхідно приділити особливу увагу питанням управління та регулювання на підприємствах, де відбуваються комплексні процеси підготовки газу. А також питанням збільшення економічної ефективності підприємств, зниженню енергетичних та матеріальних витрат, поліпшенню якості нафти та нафтопродуктів, що готується, економії ресурсів.

В рамках цієї дисертації пропонується модернізувати існуючу систему АСУ ТП із застосуванням СУУТП, отримавши в результаті підвищення якості та надійності управління процесами ректифікації та зниження витрат виробничого характеру.

На даному етапі слід сформулювати цілі та завдання модернізації:

- 1) Збільшення надійності автоматизованої системи керування;
- 2) Виведення управління технологічним процесом оптимальні режими;
- 3) Поліпшення системи протиаварійних сигналізацій та захистів (ПАСіЗ);
- 4) Посилення контролю за викидами шкідливих речовин;
- 5) Збільшення прибутковості виробництва.

Розділ 1. Огляд літератури та постановка проблеми

1.1. Аналіз літератури

Об'єктом дослідження даної роботи є система управління колоною ректифікації, яка виконана за двома колонною схемою і розташовується на установці деетанізації і стабілізації конденсату. На даний момент можна виділити, що існуючі на сьогоднішній день системи автоматизованого управління, спираються на класичні методи регулювання, але при цьому відповідають вимогам безпеки і виконують завдання, що їм наказуються. Однак буде справедливим зауважити, що ці системи не орієнтовані на ефективність. Завдання сучасних компаній полягають у отриманні безпечного автоматизованого процесу, а й у отриманні економічної ефективності від використання АСУ. Під економічною ефективністю слід розуміти зниження економічних втрат, зменшення витрат за експлуатацію, і навіть підвищення якості продукції і на прибутковості виробництва. Досягти цих цілей можна шляхом виведення технологічного процесу на оптимальний режим роботи. Це стає можливим під час використання систем удосконаленого управління технологічним процесом (СУУТП). Використання СУУТП на базі APC-керування дозволяє покращити технологічний процес, не за рахунок модернізації матеріальної частини виробництва, а за рахунок раціоналізації та оптимізації управління процесом, що набагато дешевше. Основний напрямок розвитку СУУТП – управління з використанням прогнозуючих моделей Model Predictive Control (MPC-управління).

В АСУ об'єктами нафтогазової галузі досить поширені

регулятори пропорційно-інтегрально-диференціюючого типу (ПІД-регулятори). ПІД-регулятор має просту і компактну структуру, проте при цьому дозволяє, як правило, досягти мети управління. Крім цього, ефективність алгоритмів ПІД-управління підвищується за рахунок нових розробок та ідей: реалізуються різні варіанти диференціюючої складової, розвиваються нові структури ПІД-регуляторів. Головне питання використання ПІД-регулятора – налаштування коефіцієнтів складових. В даний час налаштування коефіцієнтів

регулятора може здійснюватися в автоматичному режимі, але не варто забувати про таку проблему, як дрейф параметрів у часі у більшості технологічних процесів нафтогазової промисловості. Таким чином, ПІД-регулятор, налаштований один раз на старті введення системи в експлуатацію, не в змозі забезпечити досягнення мети управління на більшій частині експлуатації об'єкта управління (ОУ). Відповідно, отримуємо ситуацію, коли необхідне постійне підстроювання коефіцієнтів регулятора, для досягнення оптимальних режимів роботи, які у свою чергу необхідні для отримання найбільшої економічної вигоди. Для традиційних алгоритмів характерна робота над оптимальному режимі, що веде до втрати ефективності управління технологічним процесом.

Об'єкти нафтогазової галузі слід віднести до групи складних багатопараметричних об'єктів, деякі з яких мають безліч вхідних, так і вихідних змінних. Для виробництв нафтогазової галузі характерні складні випадки керування технологічним процесом. Під час процесу стабілізації конденсату на двоколонній схемі ректифікації контролюються близько п'ятнадцяти різних параметрів. Також варто відзначити, що процес коригується за результатами аналізу лабораторії нафти та газу, проби для якої відбираються безпосередньо з працюючої установки. Ще більш складний характер мають деякі випадки управління виробництвами нафтохімічної промисловості. У цих і подібних випадках потрібні системи автоматизації з додатковими або, можна сказати, поліпшеними властивостями та характеристиками. Рішенням подібних завдань є методи регулювання з урахуванням прогнозуючих моделей.

Для реальних систем управління однією з проблем є ефект "windup", званий також ефектом інтегрального насичення, що виникає через нелінійність деяких елементів реальних систем. Ця нелінійність виникає через різні обмеження реальної системи.

Наприклад, обмеження потужності двигуна, вихідної швидкості обертання валу двигуна, кута повороту, площі поперечного перерізу клапана та інших обмежень. Цю нелінійність відносять до нелінійностей типу

"Насичення" ("saturation"). Цей тип нелінійності примусово розриває контур

регулювання, при досягненні змінної граничного значення, чи можна сказати, що контур перетворюється на стан насичення. В даному стані зміни вхідної змінної не впливає на вихідну змінну ланки. Щодо систем з ПІД-регулятором, може мати місце інтегральне насичення, за умови ненульової інтегруючої складової. До наслідків інтегрального насичення відносять значне затягування перехідного процесу (ПП), і навіть зростання перерегулювання. Для мінімізації несприятливих наслідків інтегрального насичення є можливість застосування стратегії управління типу «anti-windup control».

За виконання магістерської дисертації робота підрозділилася на такі основні етапи:

- пошук, аналіз та вивчення літератури;
- розробка моделі керування технологічним процесом;

1.2. Використання та аналіз різних стратегій управління

Літературний огляд здійснювався за двома основними напрямками: пошук літератури з описом принципів роботи ректифікаційних колон та їх математичних моделей; пошук літератури з описом методів удосконаленого керування (АРС-управління).

Перед тим, як розпочати формування необхідних математичних моделей, необхідно було вивчити інформацію про процеси, що відбуваються в колоні ректифікації двоколонного типу. Для вивчення цієї інформації було використано: навчальні посібники Н.В. Вуховий

«Технологічні основи та моделювання процесів промислової підготовки нафти та газу», Дитнерського Ю.І. «Процеси та апарати хімічної технології», робота Т.М. Бекірова, Г.А. Ланчакова «Технологія обробки газу

і конденсату» [1,2,3]. У цих роботах досить докладно описані процес ректифікації та влаштування ректифікаційних колон.

При формуванні математичної моделі колони ректифікації використовувалася робота Дитнерського Ю.І. «Основні процеси та апарати хімічної технології». [4], і навіть навчальний посібник В.Ф. Комісарчика

«Автоматичне регулювання технологічних процесів» [5]. Перша робота була корисна для формування загальної структури системи, на формування розуміння особливостей перетворення сигналу при послідовному проходженні елементів технологічного процесу. Навчальний посібник В.Ф. Комісарчик було використано для встановлення залежності між тиском, коефіцієнтом витрати засувки та об'ємною витратою речовини через засувку. Рівняння, подані В.Ф. Комісарчиком використовувалися для перетворення значення тиску значення витрати.

Вивчення процесів, що відбуваються при ректифікації багатокомпонентної суміші, дозволило дійти невтішного висновку про складність досліджуваного процесу, і навіть зрозуміти, що формування математичної моделі не можна зарахувати до легкої задачі. Для формування математичної моделі ректифікаційної колони були розглянуті роботи Азізова С. А., Алі-заде Н. С., Іскандер-заде З. А., Молчанова А.М. «Сучасний стан математичного моделювання колон ректифікації» [6], Авазова Ю.Ш., Кадирова Е.Б., Саттаров О.У. «Моделювання системи управління процесом ректифікації» [7]. Ці роботи дозволили сформувати математичну модель на основі рівнянь матеріального та енергетичного балансу. У цій роботі було розглянуто математичну модель системи

"Буферна ємність - колони ректифікації". У цій моделі є два вхідні керуючі сигнали, два вихідні сигнали і п'ять змінних стану. Ця модель була взята за основу під час моделювання роботи буферної ємності та колони ректифікації.

Після завершення формування математичних моделей, головною метою стало вивчення удосконаленого управління технологічним процесом та застосування його до процесів ректифікації. Тема СУУТП обговорюється як у вітчизняній, так і зарубіжній літературі. У статті В.М. Дозорцева, Е.Л. Іцковича та Д.В. Кнеллера «Удосконалене управління технологічними процесами (АРС)» [9] було розглянуто основи та історія розвитку вдосконаленого управління технологічними процесами у світі та в Україні. В іншій роботі В.М. Дозорцева та Д.В. Кнеллера «АРС – вдосконалене управління технологічними процесами» [10] пояснюється, що є АРС - управління, що воно включає, і яка вигода його застосування.

Центральною ланкою систем удосконаленого управління є управління з прогнозуючою моделлю (MPC), для поглиблення розуміння даної стратегії управління були вивчені роботи: "Model Predictive Control" Комачо Е.Ф. і Бордонса Ц. [11], "An Overview of Model Predictive Control" Холкара К.С. та Вагхмер Л.М. Separators" Дліми М.Ф. роботі в MatLab для налаштування MPC-регулятора крім офіційного сайту підтримки користувачів MatLab та довідок програми використовувався посібник Люпінга Ванга "Model Predictive Control System Design and Implementation using MatLab" [14].

При вивченні стратегії управління «anti-windup control» або управління з компенсацією інтегрального насичення були вивчені роботи: «ПІД-регулятори: питання реалізації» Ст. Денисенко [16], "Anti-Windup Load Frequency Controller Design for Multi-Area Power System with Generation Rate Constraint" Хуанга Ч., Юі Д., Ксі Кс. та Ксі Дж. [17], «PI- та PID-регулятори. Розв'язання задачі про інтегральне насичення» Н.В. Клінаєва та Є.А. Маргацької [18]. Ці роботи дозволили розібратися в понятті «anti-windup control». Для реалізації цієї стратегії управління в пакеті Simulink був застосований метод представлений у роботі Anti-Windup Control Using a PID Controller на сайті підтримки користувачів MatLab [19].

Розглянуті книги, навчальні посібники та статті дозволили сформуванню розуміння вдосконаленого управління технологічними процесами та впровадити таке управління в процес ректифікації багатокомпонентної суміші. управління.

1.3. Обґрунтування наукової новизни та практичної значимості

Колони ректифікації є основним об'єктом установок деетанізації та стабілізації конденсату, що є важливим об'єктом нафтогазової промисловості. Об'єкти УДСК мають досить складну динаміку, особливо серед цих об'єктів варто відзначити колону ректифікації. Існуючі зараз системи управління технологічними процесами стабілізації конденсату відповідають вимогам безпеки, і навіть нормам технологічних регламентів, проте, слід зазначити, що у своїй дані системи не орієнтовані вимоги підвищеної ефективності виробництва. Підвищення ефективності виробництва передбачає скорочення втрат різного роду (економічні,

енергетичні тощо), причому зі збільшенням прибутковості підприємства, і навіть підвищення якості кінцевого продукту. Кожна сучасна компанія прагне зайняти лідерську позицію над ринком, чого можна досягти лише за умови поліпшення якості продукції, скорочення витрат виробництва. СУУТП або APC-управління є одним із ключових систем управління, при якому можливе підвищення ефективності та продуктивності виробництва, не за рахунок серйозної модернізації матеріальної бази виробництва, а за рахунок зміни стратегії управління. Центральний напрямок розвитку APC-управління - MPC-управління, також зване управлінням з прогнозуючими моделями.

Основною метою застосування систем удосконаленого управління є зниження втрат, експлуатаційних витрат та збільшення прибутку підприємства, що досягається за рахунок виведення технологічних процесів на оптимальний режим роботи. Однією з особливостей APC-систем є можливість роботи в умовах обмежень, а також відсутності можливості вимірювання всіх змінних стану об'єкта управління. СУУТП на відміну ПІД-регулювання має можливість більш швидкої стабілізації процесу. Перерегулювання в APC-системі при зміні уставки змінної, що задає, має менш виражений характер, при цьому має менший час регулювання. Що слід виділити, при цьому не створюються негативні навантаження на виконавче обладнання. СУУТП дозволяє підтримувати технологічний процес у допустимому технічно та найбільш економічно вигідному режимі.

УДСК на виході має кінцевий продукт – стабільний конденсат, який використовується для використання у нафтохімічній промисловості та одержання палива на його основі. Якість стабільного конденсату має велике значення, так як якість стабільного конденсату на пряму корелює з якістю кінцевої продукції, отриманої з конденсату. Важливо підтримувати технологічні процеси економічно вигідному режимі, це дозволить скоротити витрати.

Найбільший внесок у збільшення економічної доцільності від запровадження СУУТП вноситься як підвищенням якості управління, а, переважно, оптимізацією роботи технологічного об'єкта. Також варто акцентувати увагу на тому, що APC-система має здатність працювати в режимі

обмежень і при цьому підтримувати максимально близький до оптимального режиму роботи. У разі, коли оператор здійснює моніторинг за роботою технологічної установки та приймає необхідні рішення, при зміні режиму роботи системи, має місце ситуація затримки та зайвого простою. СУУТП, своєю чергою, здатна внести корективи в технологічний процес за зміни параметрів цього процесу значно менше, ніж необхідно оператору. Саме це відкриває можливість виведення режиму роботи установки близько до оптимального [20].

На рис 1 продемонстровано одну з основних переваг APC-систем.



Рисунок 1 – Робота APC-системи поблизу обмежень

У зв'язку з вище викладеним, можна зробити висновок, що застосування СУУТП дозволяє досягти таких показників як [20]:

- 1-5% збільшення продуктивності за сировиною;
- збільшення до 5% виходу товарів;
- 2-5% - зменшення операційних витрат.

Розділ 2. Аналіз технологічного процесу

Установка деетанізації та стабілізації конденсату є об'єктом основного технологічного призначення УКПГіК. Продуктивність УДСК за сировиною становить 235 тисяч тонн на рік.

Основним процесом, який протікає на УДСК, є ректифікація багатокомпонентної суміші. Ректифікаційна колона у межах даного родовища виконана за двоколоною схемою. Необхідне тепло підводиться до колони ректифікації через трубчасті ребойлерні печі вогневого нагріву.

Ректифікація ведеться під певним тиском (точні значення будуть оголошені далі) та з дотриманням температурних режимів, оскільки це необхідно для досягнення оптимальних умов конденсації дистиляту та кубової рідини.

Описати процес, який у колоні ректифікації, можна так: сировина перед подачею на вхід колони нагрівається кінцевим продуктом ректифікації. Після цього підігріта сировина потрапляє на тарілку живлення колони. Для підтримки процесу ректифікації на верх колони надходить гостре зрошення. Воно призначене для відділення більш важких вуглеводнів від легкокиплячих. Це відбувається в процесі масового обміну з парами, що піднімаються. Таким чином, з'являється можливість одержання на виході необхідного дистиляту, який відводиться з верху колони.

Необхідно звернути увагу, що додаткове тепло, яке необхідне для проходження процесів ректифікації, одержують частковим випаром рідини в частині кубової колони. Для цього передбачена циркуляція кубової рідини через піч, що підігріває.

2.1. Сировина та продукти встановлення деетанізації та стабілізації конденсату та їх схема руху

Нестабільний газовий конденсат з модуля підготовки газу (МПП), кінцевим елементом для якого є роздільник рідини, надходить трубопроводом на майданчик перемикаючої арматури, на якій відбувається розподіл на УДСК.

На УДСК передбачено встановлення дегазації, до якої, у разі аварії на одній

із ниток УДСК, надходить нестабільний газовий конденсат. На виході установки дегазації виходить дегазований конденсат, який відправляється в один із сталевих вертикальних резервуарів (РВС) сировинного парку конденсату.

Стабільний конденсат, у свою чергу, після виходу з УДСК також вирушає до товарно-сировинного парку в один із РВС.

Також на виході з УДСК отримують гази - метан, етан, які відводяться в блокову компресорну станцію низьконапірних газів (БКС ННГ) УКПГ.

Скидання від запобіжних клапанів УДСК, а також звільнення апаратів від тиску при ремонтах та аварійних ситуаціях ведуться на смолоскип високого тиску установки комплексної підготовки газу та конденсату (УКПГіК) – через смолоскипний сепаратор.

Отримана на УДСК пропан-бутанова фракція (ПБФ) або широка фракція легких вуглеводнів (ШФЛУ) направляється на склад ШФЛУ.

2.2. Основні споруди

УДСК складається з таких основних споруд:

1. Майданчик перемикаючої арматури;
2. Зовнішня технологічна установка:
 - 2.1. Ємності сировинні БЕ-1/3, 4
 - 2.2. Ємності аварійно-дренажні Е-3/3, 4
 - 2.3. Дренажна ємність Е-4/2;
 - 2.4. Теплообмінники Т-1/3, 4;
 - 2.5. Повітряні холодильники ПБФ ВХ-1/2-1, ВХ-1/2-2, ВХ-1/3-1, ВХ-1/3-2;
 - 2.6. Повітряні холодильники стабільного конденсату ВХ 2/2;
 - 2.7. Колона деетанізації К-1/2;
 - 2.8. Колона стабілізації К-2/2;
 - 2.9. Рефлюксна ємність Е-2/2;
 - 2.10. Майданчик печей П-1/2, П-2/2;
 - 2.11. Площадка факельного сепаратора С-402 і дренажних ємностей Е-402/1,2;

3. Будівля арматурних блоків;
4. Технологічна насосна;
5. Операторна;
6. встановлення дегазації конденсату (Д-501, Т-501, Е-201);
7. КНР виробничих стоків;
8. Товарно-сировинний парк:
 - 8.1. Склад конденсату РВС-201/1,2,3;
 - 8.2. Будівля перемикаючої арматури;
 - 8.3. Насосна товарно-сировинний парк;
9. Склад ШФЛУ.

2.2. Опис технологічної схеми встановлення деетанізації та стабілізації конденсату

Рух продуктів зв'язок між технологічними об'єктами наочно надані на рис.

1.

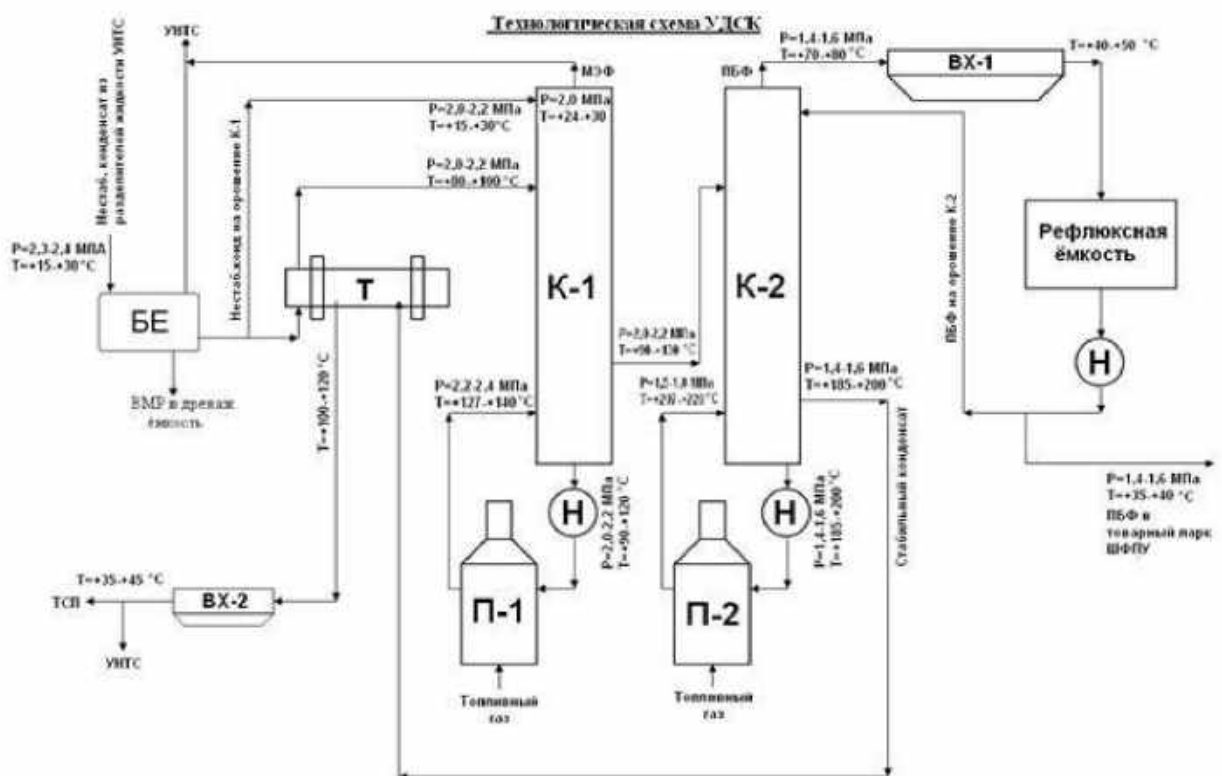


Рисунок 1 – Технологічна схема УДСК

Після роздільників рідини, розташованих на УКПГ у модулях підготовки газу, трубопроводом діаметром 150 мм надходить нестабільний газовий конденсат на майданчик перемикаючої арматури. На даному майданчику відбувається розподіл одного загального потоку нестабільного конденсату на чотири напрямки. Два потоки надходять на послідовну деетанізацію та стабілізацію на установці, тоді як інші два потоки відводяться на дегазатори.

Для підтримки тиску у трубопроводі нестабільного конденсату на УДСК передбачено регулювання тиску, за допомогою якого надлишковий нестабільний конденсат скидається в дегазатор. Це захисна функція, необхідна у разі аварії на одній із ниток УДСК.

Нестабільний конденсат після поділу рідини подається в буферну ємність. Ця ємність необхідна для стабілізації подачі сировини на установку, а також трикомпонентної сепарації. Крім цього, буферні ємності покликані забезпечити стабільність режиму ректифікації на тарілках ректифікаційних колон. У результаті необхідно виділити, що в буферних ємностях відбувається процес сепарації вихідної для ректифікації сировини на три різні фази: газова фаза, яка містить метан-етанову фракцію, представлена водою з вмістом метанолу, і сировиною для УДСК.

З буферних ємностей надходить нестабільний газовий конденсат. Цей конденсат подається через регулятор витрати. Безпосередньо сам регулятор розташовується в блоці виміру (БЗ) нестабільного конденсату. Далі конденсат надходить у трубний простір теплообмінників. Також варто відзначити, що частина конденсату прямує, не заходячи в теплообмінники, на верх колони як гостре зрошення.

Нагрітий у теплообмінниках нестабільний конденсат подається в колону деетанізації, одну з тарілок живлення №10, №12 або №14. Вибір тарілки відбувається залежно від вмісту легких вуглеводнів у сировині. Іншими словами, виходячи із щільності конденсату: чим нижче щільність, тим вища тарілка живлення.

Вимірювання температури сумарного потоку, що входить до колони

деетанізації, здійснюється термометром опору, значення якого виводяться в операторну.

У колоні деетанізації відбувається процес ректифікації, що здійснюється за рахунок масо- та теплообміну, що протікає на ситчастих тарілках. Таким чином, відбувається поділ висококиплячих компонентів від легкокиплячих. В результаті маємо, що легкокиплячі компоненти прямують нагору по колоні, а висококиплячі переливаються через зливні жолоби в кубову частину колоні.

Необхідною умовою перебігу процесу ректифікації є підтримка температури верху колоні в межах від 24 до 30 °С шляхом подачі холодного зрошення на 27 тарілку. Частина нестабільного конденсату з температурою від 10 до 30 °С, що надходить з буферних ємностей використовують як холодне зрошення.

Тиск, необхідний для протікання процесів ректифікації, в колоні деетанізації підтримується роботою регулюючих клапанів, які розміщуються в клапанних зборках арматурного блоку колоні. Там же встановлені діафрагми, необхідні визначення кількості газів деетанізації. Після клапанних складання газ, отриманий у колоні деетанізації, направляється в БКС ННГ УКПГ.

Колонна деетанізації є вертикальним апаратом циліндричної форми, що володіє діаметром 1200 мм і висотою 26550 мм. Дана колонна містить 26 ситчастих тарілок і одну напівглуху тарілку, необхідну відділення кубової частини колоні від частини, де протікають масообмінні процеси.

В арматурному блоці колоні деетанізації та в колоні деетанізації передбачено контроль та регулювання наступних параметрів:

- дистанційний вимір та реєстрація температури газів деетанізації на виході з колоні деетанізації;
- дистанційний вимір, реєстрація та автоматичне регулювання температури верху колоні;
- дистанційний вимір та реєстрація тиску газів деетанізації на виході з колоні;
- місцевий вимір тиску манометром;

- дистанційний вимір та реєстрація витрати газів деетанізації, що подаються на БКС ННГ;
- дистанційне вимірювання температури на виході деетанізованого конденсату з камери відбору колони деетанізації колону стабілізації;
- дистанційний вимір, реєстрація, автоматичне регулювання рівня рідини у камері відбору;
- дистанційне керування регулюючим клапаном та автоматичне регулювання температури на першій тарілці колони деетанізації, подачею циркулюючого конденсату в куб колони через піч;
- дистанційний вимір та реєстрація температури в зоні подачі живлення до колони деетанізації;
- дистанційне вимірювання та попереджувальна сигналізація перепаду тиску між кубом і верхом колони деетанізації;
- дистанційний вимір, реєстрація та попереджувальна сигналізація максимального рівня в приймальній кишеньці колони деетанізації;
- дистанційний вимір, реєстрація, аварійна сигналізація мінімального рівня в приймальній камері колони деетанізації та аварійна зупинка насосів;
- дистанційне керування та сигналізація стану запірних клапанів аварійного скидання рідкої фази з колони деетанізації в аварійні ємності.

Як захист від перевищення максимального тиску в колоні деетанізації використовуються здвоєні запобіжні клапани.

Тепло, необхідне протікання процесу ректифікації, підводиться кубової рідиною, яка циркулює через трубчасту піч П-1.

Рідина приймальної камери, розташованої в кубі колони, з температурою від 90 до 120 °С тиском від 2,0 до 2,1 МПа надходить у трубчасту двопоточну піч, де нагрівається до 130 °С.

На виході печі П-1 виходить парорідинна суміш, яка під тиском від 2,0 до 2,4 МПа подається в кубову частину колони деетанізації. Легкокиплячі вуглеводні випаровуються і піднімаються вгору через отвори першої сітчастої тарілки, і

забезпечують необхідним теплом рідку фазу, яка знаходиться на тарілці. Усе це необхідно підтримки процесу ректифікації в деетанізаторе. Водночас, висококиплячі вуглеводні, які знаходяться на першій тарілці, по зливному коробу переливаються під шар рідини, що знаходиться в приймальній камері, надаючи тим самим додаткове тепло в низ куба колони.

З приймальної кишені колони перетікає рідка фаза через край в приймальну камеру куба колони, тим самим підводячи додаткове тепло киплячої рідини. Слід зауважити, що край переливної кишені розташовується нижче, ніж край камери відбору конденсату, одержуваного в колоні деетанізації, чим забезпечується сталість рівня рідини приймальної камери, а також безперервність подачі рідини на прийом насосів.

З камери відбору колони деетанізований конденсат з температурою від 90 до 120 °C і тиском від 2,0 до 2,2 МПа при обліку регулювання рівня через клапан направляється на 22, 20, 18 або 15 тарілку живлення колони стабілізації, в якій після ректифікаційних процесів з верху колони виводиться широка фракція легких вуглеводнів (ШФЛ) з температурою 80 °C та тиском 1,5 Мпа. А з кубової частини колони стабілізації за рівнем, стабільний конденсат, що має температуру від 175 до 200 °C, прямує в міжтрубний простір теплообмінників.

Витрата деетанізованого конденсату фіксується в блоці виміру коріолісовими витратомірами Micromotion. Також ця витрата вводиться у систему управління.

Колона стабілізації є вертикальним апаратом циліндричної форми, що володіє діаметром 2000 мм і висотою 25886 мм. Дана колона містить 24 сітчасті тарілки і одну напівглуху тарілку, необхідну відділення кубової частини колони від частини, де протікають масообмінні процеси.

В арматурному блоці колони стабілізації та в колоні стабілізації передбачено контроль та регулювання наступних параметрів:

- місцевий вимір та реєстрація температури деетанізованого конденсату на вході в колону стабілізації;
- дистанційний вимір, реєстрація та автоматичне регулювання тиску

верху колони;

- дистанційний вимір, реєстрація та автоматичне регулювання температури верху колони;

- дистанційний вимір та реєстрація температури в зоні подачі живлення до колони стабілізації;

- дистанційний вимір, реєстрація та регулювання витрати зрошення;

- дистанційний вимір, реєстрація та автоматичне регулювання температури парорідинної суміші на першій тарілці стабілізатора, подачею циркулюючого конденсату в куб колони через піч;

- дистанційний вимір, реєстрація та попереджувальна сигналізація максимального перепаду тиску між кубом та верхом колони стабілізації;

- місцеве вимірювання температури рідкої фази в кубі колони стабілізації та тиску в колоні;

- дистанційний вимір, реєстрація автоматичне регулювання рівня камери відбору колони стабілізації;

- дистанційний вимір, реєстрація та попереджувальна сигналізація мінімального рівня в камері відбору;

- дистанційний вимір, реєстрація температури на виході стабільного конденсату з колони стабілізації теплообмінники;

- дистанційний вимір, реєстрація, попереджувальна сигналізація максимального рівня у приймальній кишені стабілізатора;

- дистанційний вимір, реєстрація, попереджувальна сигналізація мінімального рівня в приймальній камері колони стабілізації та аварійна зупинка насосів;

Для захисту від перевищення тиску в колоні стабілізації передбачені здвоєні запобіжні клапани.

Тепло, необхідне протікання процесу ректифікації, підводиться кубової рідиною, яка циркулює через трубчасту піч П-2.

Рідина приймальної камери, розташованої в кубі колони, з температурою

від 170 до 195 °С тиском від 1,4 до 1,6 МПа надходить у трубчасту двопоточну піч П-2, де нагрівається до 215 °С.

На виході печі П-2 виходить парорідинна суміш, яка під тиском 1,5 МПа подається в кубову частину колони стабілізації. Легкокиплячі вуглеводні випаровуються і піднімаються вгору через отвори першої сітчастої тарілки, і забезпечують необхідним теплом рідку фазу, яка знаходиться на тарілці. Усе це необхідно підтримки процесу ректифікації в стабілізаторі. У той же час висококиплячі вуглеводні, які знаходяться на першій тарілці, по зливному коробу переливаються під шар рідини, що знаходиться в приймальній камері, тим самим надаючи додаткове тепло вниз куба колони.

З приймальної кишені колони перетікає рідка фаза через край в приймальну камеру куба колони, тим самим підводячи додаткове тепло киплячої рідини. Слід зауважити, що край переливної кишені розташовується нижче, ніж край камери відбору конденсату, одержуваного в колоні стабілізації, чим забезпечується сталість рівня рідини приймальної камери, а також безперервність подачі рідини на прийом насосів.

З камери відбору колони стабілізації стабільний газовий конденсат при температурі від 170 до 195 °С тиску 1,5 МПа направляється в міжтрубний простір теплообмінників, де охолоджується до 80 °С.

Після проходження теплообмінників стабільний газовий конденсат направляється в блок виміру витрати стабільного конденсату, а далі на охолодження повітряного холодильника ВХ-2, в радіаторах якого відбувається охолодження конденсату до 40 °С. Після чого конденсат прямує до товарного парку стабільного конденсату.

Парова фаза ШФЛУ, отримана з верху колони стабілізації, під власним тиском 1,5 МПа і температурою від 70 до 80 °С відводиться в повітряні холодильники ВХ-1, де відбувається конденсація ШФЛ шляхом охолодження до 40 °С.

Після холодильника ВХ-1 парорідкісна фаза, що вийшла, направляється в рефлюксну ємність, де відбувається її конденсація і отримання пропан-бутанової фракції (ПБФ).

У період виведення колони стабілізації на режим з метою підтримки тиску існує спосіб подачі парової фази з верху колони в рефлюксну ємність, без подачі в ВХ-1.

Рідина, що вийшла, широкої фракції легких вуглеводнів після рефлюксної ємності відправляється, шляхом перекачування насосами, по двох напрямках: один потік надходить на блок виміру ШФЛУ, а інший використовується як гостре зрошення, необхідне для підтримки необхідної температури верху колони стабілізації.

Розділ 3. Розробка моделі системи керування

3.1. Модель системи регулювання рівня середовища у роздільнику рідини

Моделювання системи управління ректифікаційною колоною двоколонного типу було виконано в модулі Simulink пакету прикладних програм MatLab, та системи регулювання значення коефіцієнта перепаду тиску в колоні. позначається як PDR (Pressure drop ratio).

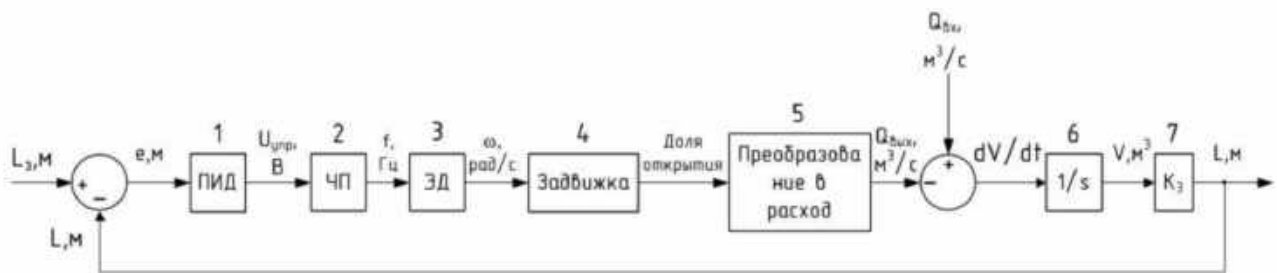


Рисунок 2 – Структурна схема САР рівня рідини в роздільнику рідини

Дана схема включає такі блоки як:

- 1) Блок 1 - ПІД-регулятор;
- 2) Блок 2 – частотний перетворювач (ПП), який можна описати передатною функцією аперіодичного ланки першого порядку. Коефіцієнт передачі для ЧП має вигляд:

$$k_{\text{чп}} = \frac{(f_{\text{max}} - f_{\text{min}}) \text{ Гц}}{(U_{\text{max}} - U_{\text{min}}) \text{ В}} = \frac{50 \text{ Гц}}{10 \text{ В}} = 5 \frac{\text{Гц}}{\text{В}}, \quad (1)$$

де f_{max} – максимальне значення частоти на виході НП (50 Гц);

f_{min} – мінімальне значення частоти на виході НП (0 Гц);

U_{max} - максимальне значення керуючого сигналу (10 В);

U_{min} – мінімальне значення керуючого сигналу (0 В).

Постійна час частотного перетворювача визначається постійною часу фільтра частоти і була прийнята рівною 0,1 с.

- 3) Блок 3 – передавальна функція електродвигуна, що є аперіодичною ланкою першого порядку. Нехай номінальна швидкість обертання при частоті напруги живлення 50 Гц становить 200 рад/с, тоді коефіцієнт передачі

визначається, як:

$$k_{эд} = \frac{(V_{max} - V_{min}) \text{ рад/с}}{(f_{max} - f_{min}) \text{ Гц}} = 4 \frac{\text{рад/с}}{\text{Гц}}, \quad (2)$$

де V_{max} – максимальне значення швидкості обертання двигуна (200 рад/с);

V_{min} – мінімальне значення швидкості обертання двигуна (0 рад/с);

f_{max} – максимальне значення частоти на виході НП (50 Гц);

f_{min} – мінімальне значення частоти на виході НП (0 Гц); Постійна часу прийнята рівною $EД = 0,5$ с.

4) Блок 4 – засувка, модель якої є комбінацією блоків, представленою на рис 3:

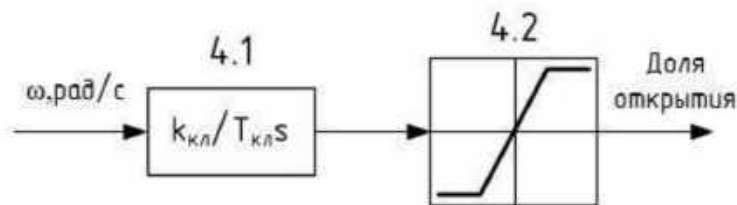


Рисунок 3 – Структурна схема засувки (клапана)

4.1) Блок 4.1 - передавальна функція засувки, де $k_{кл}/T_{кл} = 0,00005 \text{ с}^{-1}$, така величина забезпечує повне відкриття клапана за 4 секунди, витратна характеристика клапана прийнята лінійною.

4.2) Блок 4.2 – обмежувальна ланка, яка застосовується в моделі, оскільки частка відкриття клапана є числом діапазону $[0;1]$;

5) Блок 5 – блок перетворення частки відкриття засувки значення витрати на виході засувки (відповідний значенню витрати на виході сепаратора). Витрата на виході сепаратора можна розрахувати за такою формулою:

$$Q_{вих}(t) = S \cdot \sqrt{2g \cdot h(t)}, \quad (3)$$

де g - прискорення вільного падіння;

$h(t)$ – рівень рідини у роздільнику рідини;

$S = k \cdot a$ – площа перерізу відтоку;

a – коефіцієнт відкриття клапана у частках;

k – коефіцієнт перерахунку частки відкриття клапана у площу перерізу

відтоку, що дорівнює $0,04 \text{ м}^2$, так як при діаметрі прохідного перерізу спускного клапана $0,2 \text{ м}$ (200 мм) у відкритому стані, площа повного перерізу відповідає $0,04 \text{ м}^2$;

Така формула дозволяє враховувати вплив тиску рідини в роздільнику рідини на витрату на виході сепаратора, відтік рідини з роздільника рідини відбувається під дією сили тиску.

б) Блок 6 – інтегратор.

Зміна обсягу середовища в роздільнику рідини дорівнює алгебраїчній сумі всіх потоків, що входять і виходять з нього. Для аналізованої системи цей процес описується рівнянням:

$$\frac{d}{dt}V(t) = Q_{\text{вх}}(t) - Q_{\text{вих}}(t) - Q_{\text{вихг}}(t), \quad (4)$$

$$V(t) = \int (Q_{\text{вх}}(t) - Q_{\text{вих}}(t) - Q_{\text{вихг}}(t))dt, \quad (4.1)$$

де $V(t)$ – обсяг середовища у сепараторі, м^3 ;

$Q_{\text{вх}}(t)$ – приплив середовища в роздільник рідини, $\text{м}^3/\text{год}$;

$Q_{\text{вих}}(t)$ – відтік рідини з роздільника рідини, $\text{м}^3/\text{год}$;

$Q_{\text{вихг}}(t)$ – відтік газу з роздільника рідини, $\text{м}^3/\text{год}$;

7) Блок 7 – коефіцієнт перетворення обсягу рівень. Процес отримання залежності рівня рідини в роздільнику рідини від об'єму наведено нижче.

З метою спрощення завдання отримання залежності рівня рідини від об'єму було прийнято, що роздільник рідини має форму циліндра, що лежить на бічній поверхні (рисунок 4).

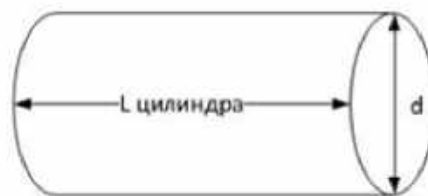


Рисунок 4 – Спрощений вигляд

Формула об'єму всього циліндра – площа основи, помножена на висоту:

$$V = S_{\text{осн}}H = \pi R^2H. \quad (5)$$

На рис. 5 представлена бічна сторона сепаратора, зафарбована область - це рідина роздільника рідини.

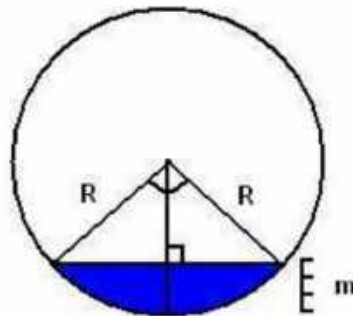


Рисунок 5 – Бічна сторона сепаратора під час заповнення

Потрібно знайти площу фігури, заповненої рідиною, та помножити на висоту циліндра. Так можна буде знайти об'єм, який займає рідина в циліндрі. Площа фігури дорівнюватиме різниці площі сектора і верхнього трикутника:

$$S_x = S_{\text{сектора}} - S_{\text{трикутника}} \quad (6)$$

Площа сектора знаходиться, як

$$S_{\text{сектора}} = \frac{\alpha R^2}{2}, \quad (7)$$

де α – кут дуги у радіанах.

Кут дуги невідомий. Для його знаходження можна застосувати такий метод. Лінія, опущена вертикально вниз, ділить верхній трикутник на два прямокутні трикутники. Гіпотенуза цих трикутників дорівнює R , а катет, що належить до верхнього кута, дорівнює $(R-m)$, таким чином:

$$\cos\left(\frac{\alpha}{2}\right) = \frac{R-m}{R}, \quad (8)$$

$$\alpha = 2 \arccos\left(\frac{R-m}{R}\right). \quad (8.1)$$

Верхній трикутник рівнобедрений, стегна рівні R , а основа невідома. Воно дорівнює подвоєному протилежному катету одного з прямокутних трикутників, що становлять рівнобедрений. Катет, згідно з теореми Піфагора, дорівнює:

$$\sqrt{R^2 - (R-m)^2}. \quad (9)$$

Знаючи всі сторони трикутника, можна знайти його площу за формулою Герона:

$$S = \sqrt{p(p-a)(p-b)(p-c)}, \quad (10)$$

$$p = \frac{a+b+c}{2}. \quad (11)$$

Таким чином, отримані площі сектора і трикутника, після віднімання площі трикутника з площі сектора, примноження на довжину циліндра, можна отримати результат - обсяг рідини в циліндрі за відомим рівнем.

Параметри сепаратора, що моделюється, прийняті наступними: довжина = 4 м, діаметр = 3,048 м. Такий сепаратор матиме об'єм 29,172 м³. У програмі MS Excel було використано отриману формулу і побудовано залежність рівня рідини від обсягу рідини. Ця залежність є нелінійною і представлена на рис 6.

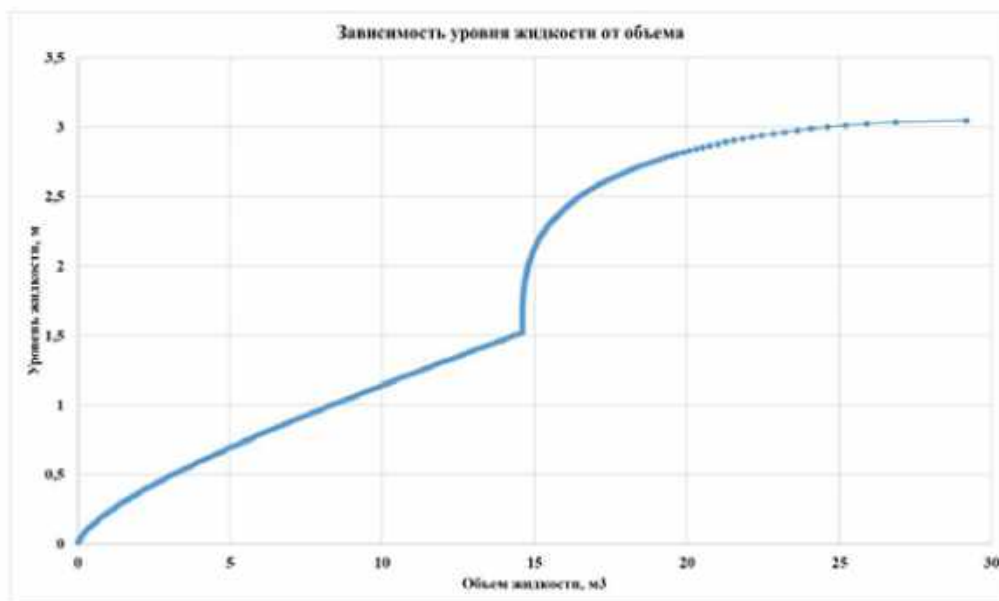


Рисунок 6 – Залежність рівня рідини від об'єму

Ця залежність може бути апроксимована для отримання лінійної залежності. Апроксимація може бути проведена засобами MS Excel або за досить простою формулою знаходження тангенса кута нахилу прямої до осі OX. Лінійно апроксимована залежність представлена на рис 7.

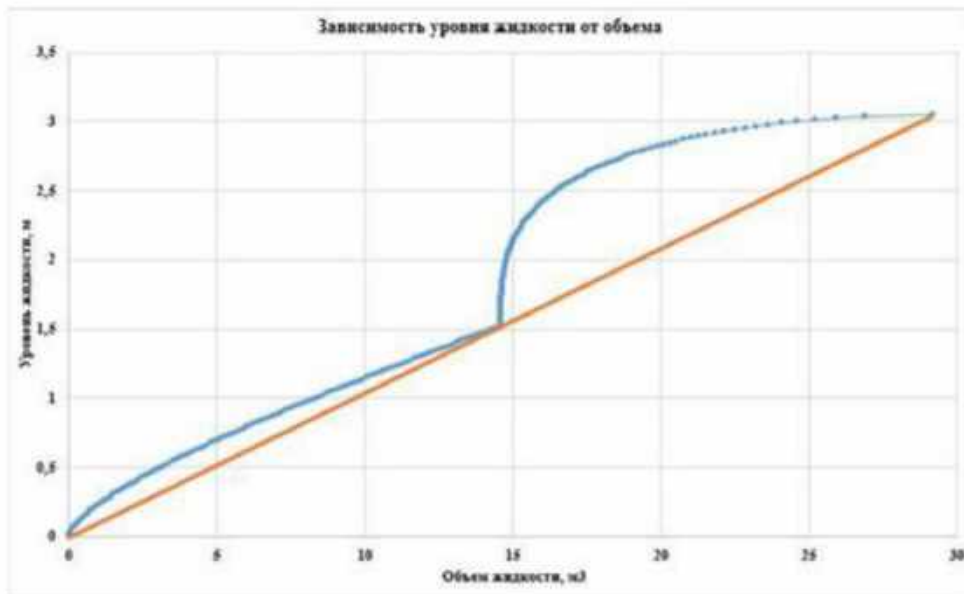


Рисунок 7 – Апроксимована лінійна залежність

Тангенс кута нахилу прямої до осі ОХ знаходиться за формулою:

$$\operatorname{tg} \gamma = \frac{3,048}{29,172} = 0.104. \quad (12)$$

Тоді лінійна залежність матиме вигляд:

$$L(V) = 0.104V. \quad (13)$$

Апроксимація вийшла досить грубою, але дотримані граничні межі роздільника, що є важливим чинником.

Розроблена система регулювання дозволяє регулювати рівень рідини у роздільнику рідини шляхом керування засувкою на виході роздільника. Система представлена в Додатку (верхній контур регулювання). За допомогою датчика рівня вимірюється поточний рівень рідини в сепараторі та порівнюється із завданням L_z . Задане значення рівня, відповідно до джерела [1], рекомендується прийняти рівним 50% від висоти сепаратора, що забезпечує максимальну площу поверхні розділу фаз, тому $z = 1,524$ м.

У моделі враховується відведення газу. Для спрощення завдання вважається, що відведення газу – величина стала. На "плюс" суматора потоків подається $Q_{вх}$ (значення витрати вхідного потоку), на мінус подається величина витрати газу на

виході. Ці величини прийняті постійними та рівними $100 \text{ м}^3/\text{годину}$ і $20 \text{ м}^3/\text{годину}$ відповідно.

Таким чином, в цьому пункті роботи були описані всі блоки, що входять до структурної схеми системи регулювання рівня рідини роздільника рідини.

3.2. Модель системи регулювання для буферної ємності та колони ректифікації

Колона ректифікації є елементом з досить складним математичним описом, оскільки процеси, що протікають при ректифікації багатокомпонентної суміші, мають складний характер. Для отримання математичної моделі було вирішено використати МІМО-модель системи

"Буферна ємність - колонна ректифікації" [8].

Рідина з роздільника рідини надходить у буферну ємність, і з неї колону ректифікації нестабільний газовий конденсат. У представленій схемі передбачається регулювання за допомогою двох ПІД-регуляторів, один з яких регулюватиме рівень поділу середовищ газовий конденсат – метанольна вода у трифазній буферній ємності, а другий регулюватиме значення коефіцієнта перепаду тиску (PDR) у колоні ректифікації. Коефіцієнт перепаду тиску в колоні ректифікації може бути знайдений за формулою:

$$PDR = \frac{P_{\text{вх}} - P_{\text{вихг}}}{P_{\text{вх}} - P_{\text{вихск}}}, \quad (14)$$

де $P_{\text{вх}}$ – тиск нестабільного конденсату на вході ректифікаційної колони;

$P_{\text{вихг}}$ - тиск газу на виході колони;

$P_{\text{вихск}}$ – тиск стабільного конденсату на виході.

Виконавчим механізмом для регулювання рівня розділу середовищ у буферній ємності буде засувка на виході стабільного конденсату з колони ректифікації $V_{\text{вихск}}$, а для регулювання значення PDR буде використовуватися засувка на виході газу з колони $V_{\text{вихг}}$. Площа прохідного перерізу засувки на виході стабільного конденсату з колони більша, ніж площа прохідного перерізу засувки на виході газу з колони.

Колона ректифікації працює з найбільшою продуктивністю, якщо PDR підтримується на рівні 1,5 – 3,0 [28]. Як встановленого значення (завдання) PDR було прийнято значення 1,8.

$$\begin{bmatrix} i(t) \\ \ddot{x}_{V_u}(t) \\ \dot{x}_{V_u}(t) \\ \ddot{x}_{V_0}(t) \\ \dot{x}_{V_0}(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{11} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & a_{22} & a_{23} & 0 & 0 \\ 0 & a_{32} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & a_{44} & a_{45} \\ 0 & 0 & 0 & a_{54} & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} l(t) \\ \dot{x}_{V_u}(t) \\ x_{V_u}(t) \\ \dot{x}_{V_0}(t) \\ x_{V_0}(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} b_{11} & 0 \\ b_{21} & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & b_{42} \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} V_u(t) \\ V_0(t) \end{bmatrix}, \quad (15)$$

$$\begin{bmatrix} y_l(t) \\ y_{PDR}(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} c_{11} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & c_{23} & 0 & c_{25} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} l(t) \\ x_{V_u}(t) \\ \dot{x}_{V_u}(t) \\ x_{V_0}(t) \\ \dot{x}_{V_0}(t) \end{bmatrix}. \quad (16)$$

У представленій системі рівнянь керуючі величини: $V_u(t)$ – $V_{\text{вихск}}(t)$ відсоток відкриття засувки на стабільного конденсату; $V_0(t)$ – $V_{\text{вихг}}(t)$ відсоток відкриття засувки на виході газу; змінні стани: $l(t)$ – рівень поділу фаз у буферній ємності, $x_{V_u}(t)$, $x_{V_0}(t)$ – внутрішні змінні системи, що залежать від ступеня відкриття засувок; вихідні величини: $y_l(t)$, $y_{PDR}(t)$ – рівень поділу фаз та коефіцієнт перепаду тиску. У таблиці 1 подано чисельні значення матричних коефіцієнтів.

Таблиця 1 – Чисельні значення матричних коефіцієнтів моделі

А	У	З
$a_{11} = -1,23 \cdot 10^{-5}$	$b_{11} = -14 \cdot 10^{-4}$	$c_{11} = 1$
$a_{22} = -0,97$	$b_{21} = -1$	$c_{23} = 2,72$
$a_{23} = -0,76$	$b_{42} = 1$	$c_{25} = 1,69$
$a_{32} = 1$		
$a_{44} = -0,93$		
$a_{45} = -0,65$		
$a_{54} = 1$		

Для того, щоб наочно представити взаємозв'язки елементів представленої моделі і зрозуміти шляхи їх взаємодії за моделлю складено автоматну модель системи, яка представлена на рис 8. Деграф системи (він же автоматна модель системи) – це орієнтований граф зв'язків між входами, станами і виходами системи.

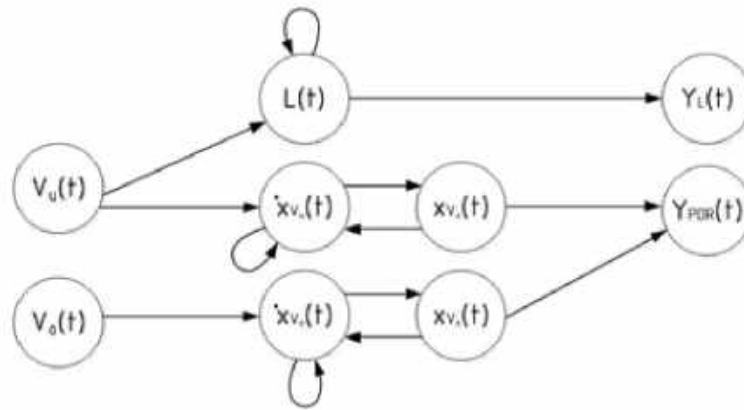


Рисунок 8 –Автоматна модель системи

Запропонована модель системи - буферна ємність - колона ректифікації є багатопараметричною системою, це MIMO-модель (Multiple Input Multiple Output). Керуючими впливами є частки відкриття клапанів на виходах колони у відсотках. Таким чином, для регулювання значення рівня поділу середовищ у буферній ємності та коефіцієнта перепаду тиску необхідно використовувати засувки на виходах стабільного конденсату та газу. Контури регулювання мають структуру, представлену на рис 9.

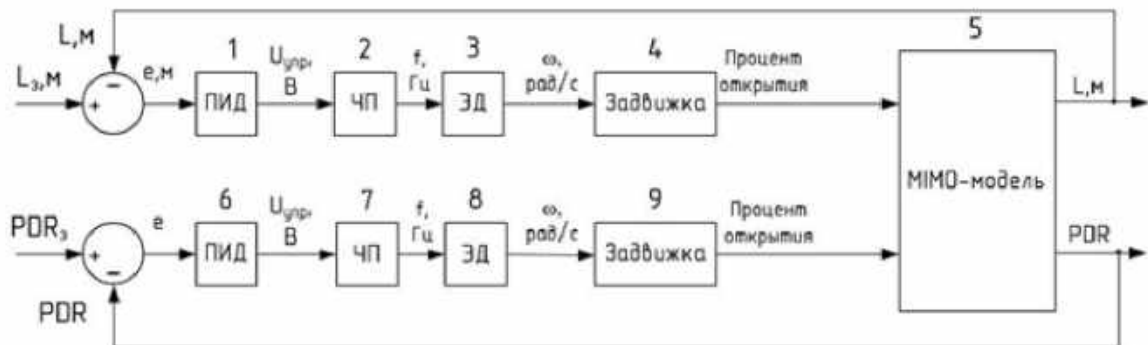


Рисунок 9 – Система регулювання рівня та PDR

У рамках роботи передбачається розробка моделі APC-системи управління колоною ректифікації, було вирішено використовувати одну зі стратегій APC-управління - MPC-регулювання - для регулювання значення рівня і значення PDR. Система регулювання з MPC-регулятором представлена на рис. 10.

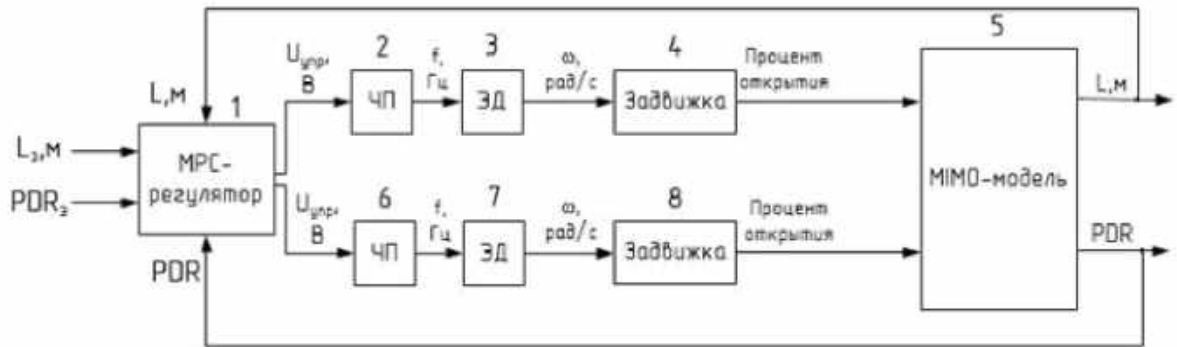


Рисунок 10 – APC-система регулювання рівня та PDR

У представленій системі регулювання є два контури: один – для регулювання значення рівня розділу середовищ нестабільний конденсат–метанольна вода, другий – для регулювання значення коефіцієнта перепаду тиску. Приймається, що буферна ємність має самі розміри, як і роздільник рідини. Заданим значенням рівня поділу середовищ нестабільний конденсат–метанольна вода (L_3) у буферній ємності, є величина 1,372 м-коду. Заданим значенням PDR є величина 1,8.

Блоки САР, представленої на рис 9, є:

- 1) Блок 1 - ПІД-регулятор;
- 2) Блок 2 – частотний перетворювач (ПП), який можна описати передатною функцією аперіодичного ланки першого порядку. Коефіцієнт передачі для ЧП має вигляд:

$$k_{\text{ЧП}} = \frac{(f_{\text{max}} - f_{\text{min}}) \text{ Гц}}{(U_{\text{max}} - U_{\text{min}}) \text{ В}} = \frac{50 \text{ Гц}}{10 \text{ В}} = 5 \frac{\text{Гц}}{\text{В}}, \quad (17)$$

де f_{max} – максимальне значення частоти на виході НП (50 Гц);

f_{min} – мінімальне значення частоти на виході НП (0 Гц);

U_{max} - максимальне значення керуючого сигналу (10 В);

U_{min} – мінімальне значення керуючого сигналу (0 В).

Постійна час частотного перетворювача визначається постійною часу фільтра частоти і була прийнята рівною 0,1 сек.

- 3) Блок 3 – передавальна функція електродвигуна, що є

аперіодичною ланкою першого порядку. Нехай номінальна швидкість обертання при частоті напруги живлення 50 Гц становить 200 рад/с, тоді коефіцієнт передачі визначається, як:

$$k_{эд} = \frac{(V_{max} - V_{min}) \text{ рад/с}}{(f_{max} - f_{min}) \text{ Гц}} = 4 \frac{\text{рад/с}}{\text{Гц}}, \quad (18)$$

де V_{max} – максимальне значення швидкості обертання двигуна (200 рад/с);

V_{min} – мінімальне значення швидкості обертання двигуна (0 рад/с);

f_{max} – максимальне значення частоти на виході НП (50 Гц);

f_{min} – мінімальне значення частоти на виході НП (0 Гц); Постійна часу

прийнята рівною $EД = 0,5$ с.

Блок 4 – засувка, модель якої є комбінацією блоків, представленою на рис 11:

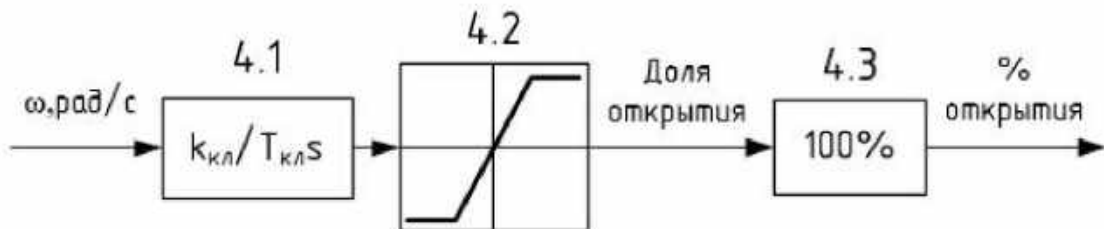


Рисунок 11 – Структурна схема засувки (клапана)

Блок 4.1 - передавальна функція засувки, де $k_{кл}/T_{кл} = 0,00005$ с⁻¹ така величина забезпечує повне відкриття клапана за 4 секунди.

Блок 4.2 – обмежувальна ланка, яка застосовується в моделі, оскільки частка відкриття клапана є числом діапазону [0;1];

Блок 4.3 – перетворення частки відкриття у відсоток відкриття;

Блок 5 – МІМО-система, представлена моделлю у просторі станів, описаної вище у системі рівнянь (15, 16).

Блок 6 - ПД-регулятор;

Блок 7 - передавальна функція ЧП, блок аналогічний блоку 2.

Блок 8 - передатна функція електродвигуна, блок аналогічний блоку 3.

Блок 9 – засувка. Блок аналогічний блоку 4.

Блок-схема, представлена рис 10 відрізняється лише тим, що замість двох

ПД-регуляторів використаний один МРС-регулятор (блок 1). Таким чином, були отримані моделі роздільника рідини, буферної ємності та колони ректифікації для подальшого дослідження. Отримані моделі дозволять створити модель системи керування колоною ректифікації.

Розділ 4. Аналіз динаміки САР за різних стратегій управління

4.1. Класичне ПІД-регулювання

На підставі наведених у попередньому розділі блок-схем були розроблені моделі системи регулювання у пакеті Simulink середовища MatLab. Для того, щоб було можливим зробити висновок про якість удосконаленого управління, необхідно було порівняти систему вдосконаленого управління з системою класичного управління. Під класичним управлінням мається на увазі застосування ПІД-регулювання у контурах регулювання рівнів та PDR. Розроблена система управління колоною ректифікації з класичним регулюванням представлена в додатку В. Подана схема включає три контури регулювання:

- 1) перший контур (згори) – контур регулювання рівня рідини у розділювачі рідини;
- 2) другий – контур регулювання рівня поділу середовищ у буферній ємності;
- 3) третій – контур регулювання PDR у колоні.

У представлений у додатку У схемі у всіх контурах регулювання був застосований класичний ПІД-регулятор, налаштування якого проводилася методом CHR, або модифікованим методом Циглера-Нікольса, після налаштування коефіцієнти коригувалися експериментальним шляхом. верхньому контурі (перший контур регулювання) регулювання рівня розділювач рідини, графік з перехідними процесами при різних варіантах налаштування ПІД-регулятора наведено на рис 12. У таблиці 2 представлені коефіцієнти різно налаштованих ПІД-регуляторів.

Таблиця 2 - Коефіцієнти при різних варіантах налаштування ПІД-регулятора

Варіант налаштування Коеф-т регулятора	Варіант 1	Варіант 2	Варіант 3	Варіант 4	Варіант 5
K_p	0,5	0,5	0,5	0,1	0,067
K_i	0	1	0	0	0

K_d	0	0	50	50	100
-------	---	---	----	----	-----

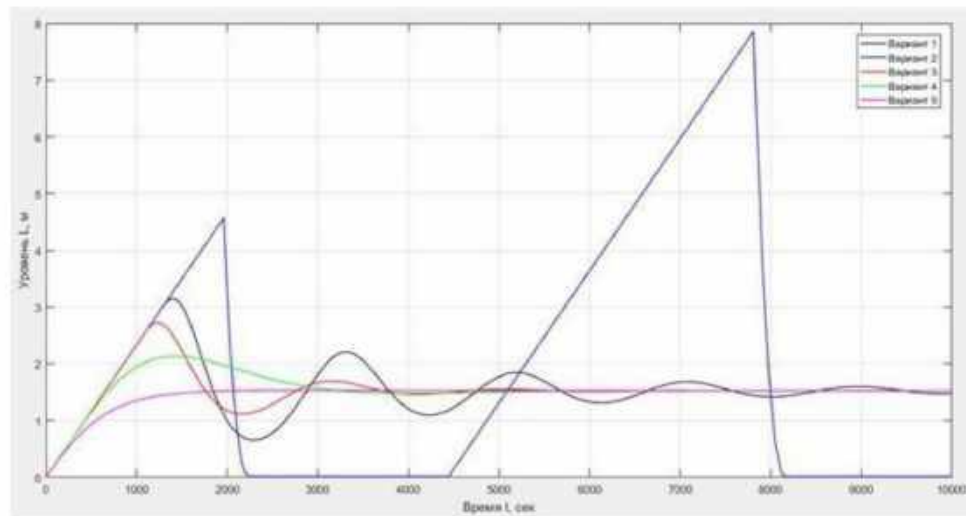


Рисунок 12 – Перехідні характеристики при різних варіантах налаштування ПД-регулятора верхнього контуру регулювання

Графіки аналізувалися за прямими показниками якості перехідного процесу, які можна обчислити безпосередньо за перехідною характеристикою. Як час регулювання було взято час, через який процес увійшов до зони п'ятивідсоткового відхилення від величини, що встановилася.

Перерегулювання розраховується за формулою (19):

$$\sigma = \frac{y_{\max} - y_{\text{вуст}}}{y_{\text{вуст}}} \cdot 100\%, \quad (19)$$

де $u_{тах}$ – значення, що відповідає максимальному відхиленню перехідної характеристики від значення, що встановилося;

$u_{уст}$ – значення величини, що встановилося.

Проаналізувавши графіки, можна дійти невтішного висновку, що з використання ПД-регулятора з варіантом настройки 5 стало можливим поліпшення прямих показників якості перехідного процесу: усунення перерегулювання і скорочення часу перехідного процесу. Однак це працездатність у рамках моделі, при роботі з реальним об'єктом такий коефіцієнт диференціальної складової значно посилюватиме сигнали перешкод, і система вестиме себе непередбачуваним чином. У контурах регулювання рівня поділу середовищ у буферній ємності та PDR у колоні ректифікації найкращий результат (перехідну характеристику) дозволило отримати застосування П-регулятора. Отримані коефіцієнти регуляторів системи зведено таблицю 3.

Таблиця 3 - Коефіцієнти регуляторів контурів регулювання системи,

Контур Коеф-т регулятора	Контур 1	Контур 2	Контур 3
K_p	0,067	20	20
K_i	0	0	0
K_d	100	0	0

На рисунках 13 – 15 продемонстровані графіки перехідних процесів, що виходять, регульованих величин (рівня рідини, рівня розділу середовищ, PDR). Час експерименту вимірюється в секундах.

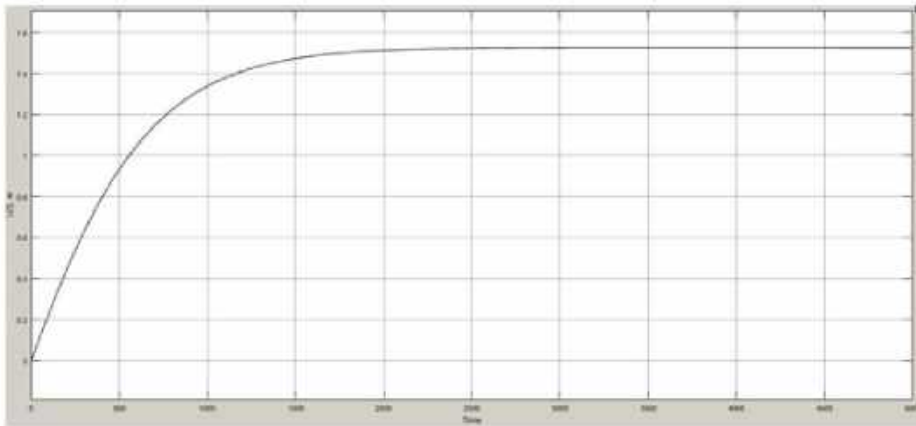


Рисунок 13 – Перехідна характеристика. Рівень рідини у розділювачі рідини

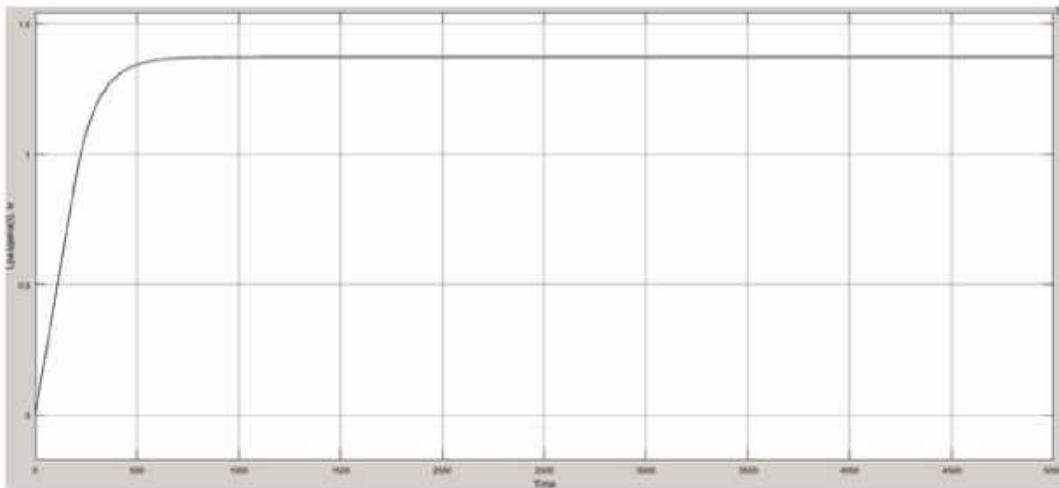


Рисунок 14 – Перехідна характеристика. Рівень розділу середовищ у буферній ємності

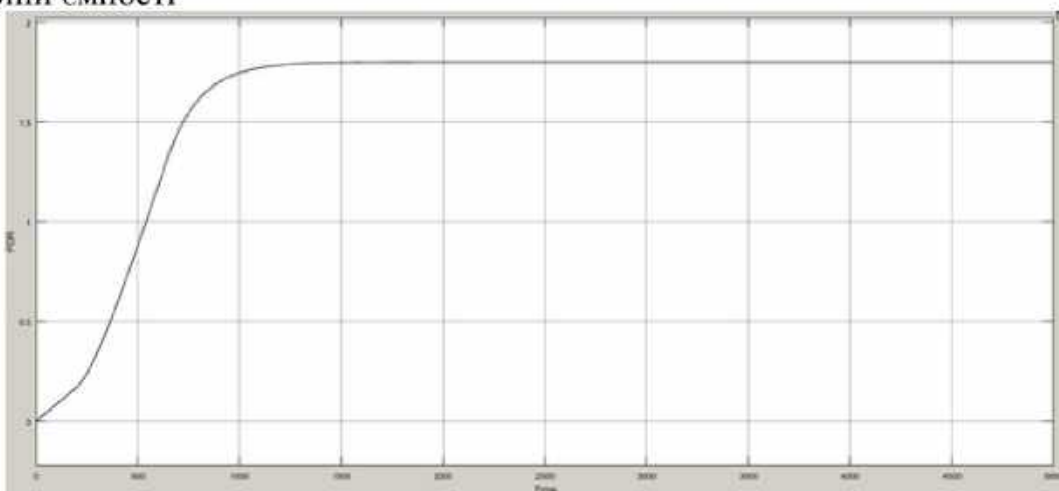


Рисунок 15 – Перехідна характеристика. PDR в колоні

Проаналізувати перехідні процеси в системі можна на підставі прямих

показників якості перехідного процесу: часу регулювання перехідного процесу t_p та перерегулювання σ , які були згадані вище. Прямі показники якості перехідного процесу були внесені до таблиці 4. У пакеті Simulink MatLab є можливість пошуку перерегулювання (overshoot) за допомогою спеціального інструменту "Bilevel Measurements". За допомогою інструмента «Cursor measurement» можна відстежити момент входження перехідного процесу в п'ятивідсоткову зону відхилення від значення, що встановилося.

Таблиця 4 – Прямі показники якості перехідних процесів

Показник Перехідний процес	t_p, c	$\sigma, \%$
Рівень рідини в роздільник рідини	1358, 619	0,000
Рівень рідини в буферної ємності	408,9 27	0,000
PDR у колоні	918,4 47	0,000

Графік витрати рідини на виході роздільника рідини представлений рис 16.

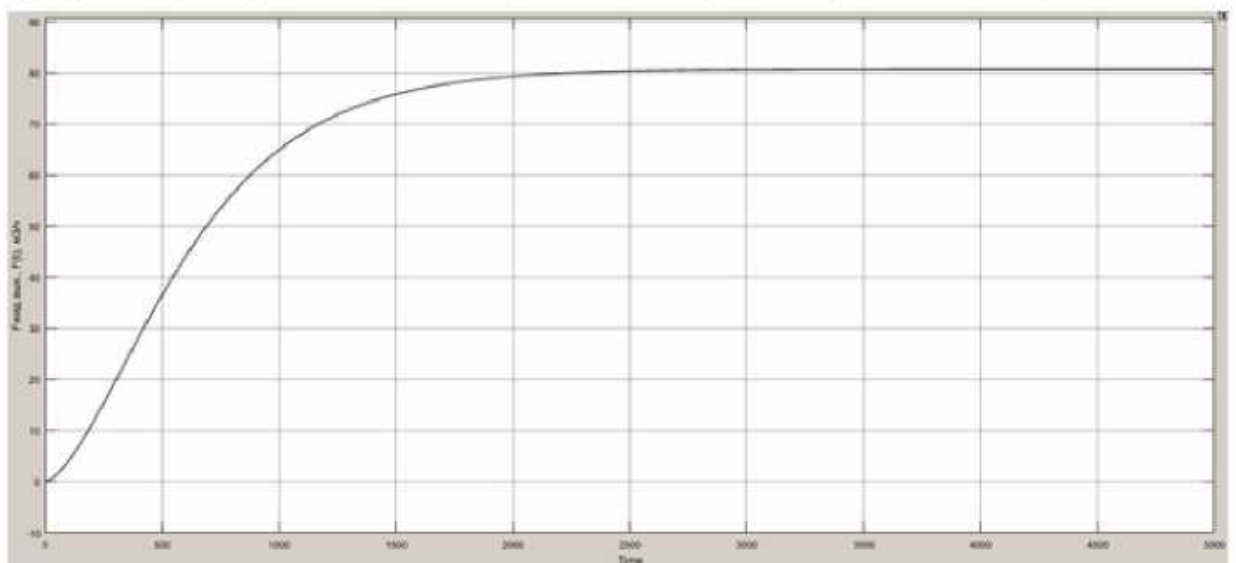


Рисунок 16 – Витрата рідини на виході роздільника рідини

За перехідним процесом витрати рідини на виході роздільника рідини можна сказати, що витрата на виході колони повільно наростає, потім стає постійним, так як витрата на вході роздільника рідини є постійною величиною і становить $0,028 \text{ м}^3/\text{с}$ або $100 \text{ м}^3/\text{год}$. Якщо змодельовати ситуацію змінної витрати на вході в роздільник рідини (рисунок 17), який змінюватиметься від $0,024 \text{ м}^3/\text{с}$ ($86,4 \text{ м}^3/\text{год}$) до $0,032 \text{ м}^3/\text{с}$ ($115,2 \text{ м}^3/\text{год}$), то витрата на виході роздільника матиме перехідний процес, представлений рис 18.

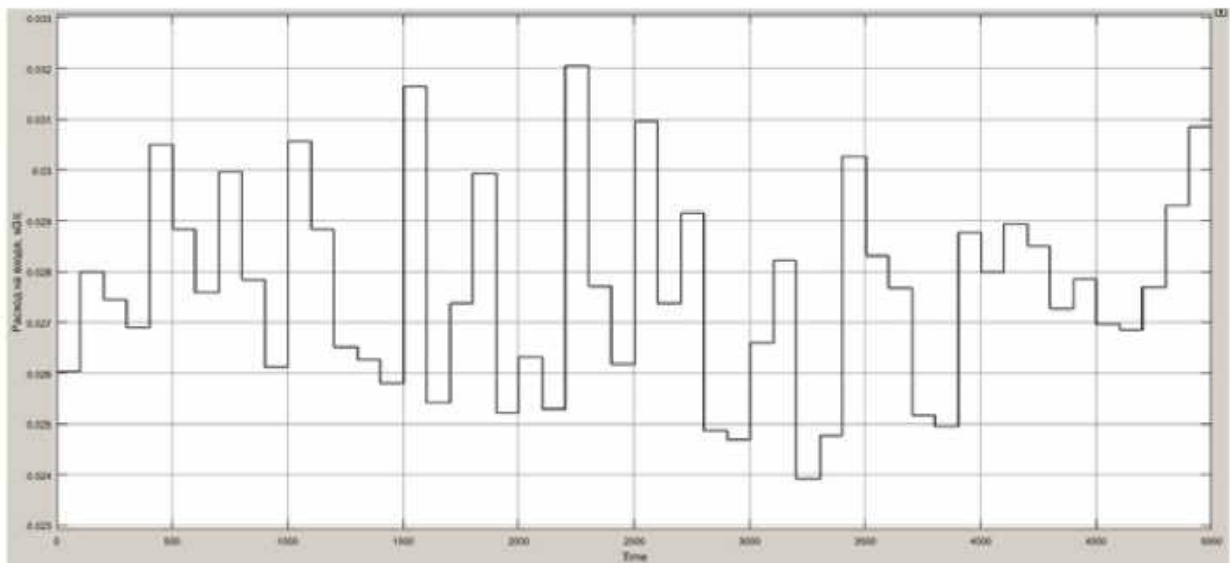


Рисунок 17 – Варіювання витрати на вході роздільника рідини

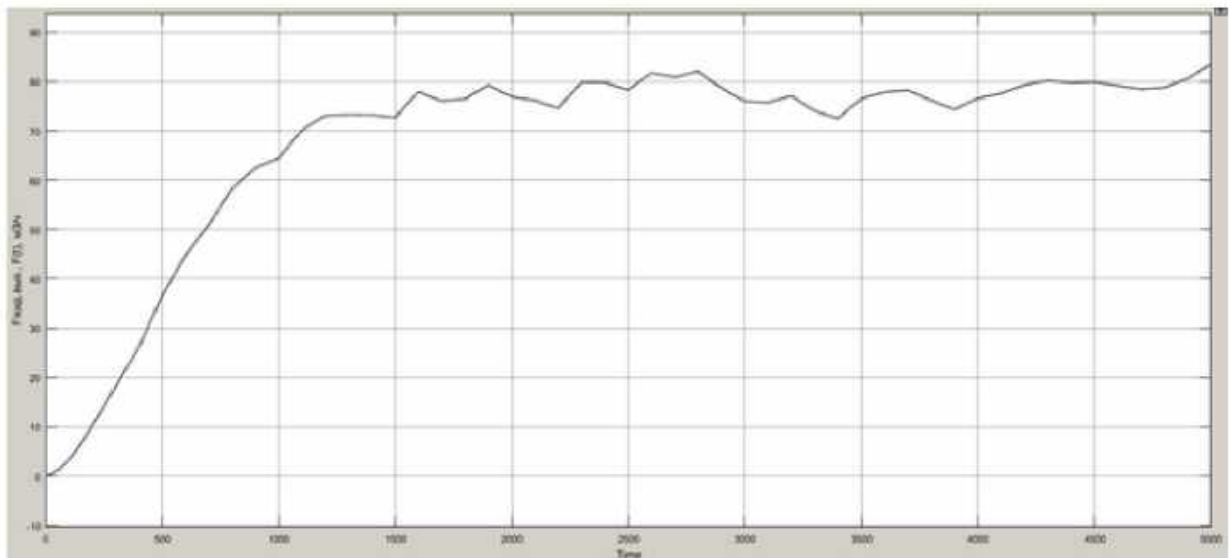


Рисунок 18 – Перехідний процес.

4.2. Управління із застосуванням стратегії «Anti-windup control»

При застосуванні класичного ПД-регулятора у першому контурі регулювання виникало явище переходу ПД-регулятора в режимі "Насичення". Це явище можливе лише за умови нерівності інтегральної складової нуля. Це явище називається «ефект інтегрального насичення» («windup»), і виникає через нелінійність деяких елементів реальних систем. Ця нелінійність виникає через різні обмеження реальної системи. Наприклад, обмеження потужності двигуна, вихідної швидкості обертання валу двигуна, кута повороту, площі поперечного перерізу клапана та інших обмежень.

У першому контурі регулювання є обмеження частку відкриття клапана, частка відкриття клапана варіюється від 0 до 1, при цьому 0 відповідає повному закриттю клапана, 1 – повному відкриттю. Нелінійність типу «насичення» в системах регулювання може призводити до того, що регулюючий контур при досягненні змінної граничного значення знаходиться в насиченні і виявляється розімкненим, оскільки зміна змінної на вході нелінійної ланки не викликає змін на виході цієї ланки. Контур розмикається, тому що коли сигнал регулятора перевищує межу, зворотний зв'язок перестає впливати на вплив, що управляє. Але інтегруючий канал регулятора при цьому продовжує обчислення площі під кривою помилки, що є неадекватним, оскільки контур незамкнутий. В результаті подальше повернення до зони лінійного регулювання буде затягнуте. Цей ефект і називається ефектом інтегрального насичення (windup). Варто зазначити, що ефект інтегрального насичення може мати місце в системі тільки тоді, коли ПД-регулятор має ненульову інтегральну складову, інтегральне насичення призводить до затягування перехідного процесу, а також може призвести до великого перерегулювання [16, 17]. Запобігти ефекту інтегрального насичення можна за допомогою стратегії вдосконаленого управління «anti-windup control». У рамках цього розділу було поставлено завдання дослідження такого типу вдосконаленого управління.

Контур регулювання рівня рідини в роздільнику рідини був доповнений структурою для реалізації стратегії управління «anti-windup control» [18, 19].

Можна компенсувати сигнал, який подається на вхід інтегратора (рисунок 19).

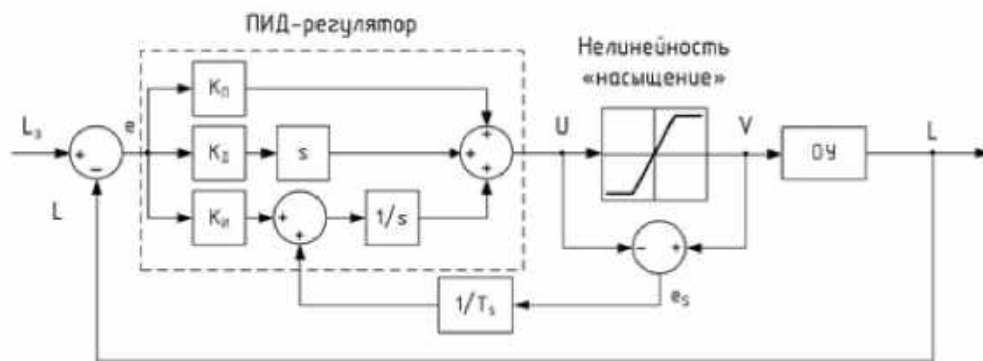


Рисунок 19 – Компенсація інтегрального насичення запровадженням зворотного зв'язку

Принцип роботи структури з компенсацією інтегрального насичення, наведеної на рис 19, є наступним: сигнал на вході і сигнал на виході виконавчого механізму порівнюються, виробляється сигнал неузгодженості e_s , у разі, якщо $e_s=0$, регулятор функціонує як звичайний ПІД-регулятор, якщо виконавчий механізм входить у насичення, тобто U більше V , а e_s менше нуля, сигнал, що є вхідним для інтегратора, зменшується на величину рівну величині неузгодженості. Це призводить до гальмування зростання вихідного сигналу інтегратора, сигнал неузгодження зменшується, величина перерегулювання зменшується. Налаштувати компенсуючий контур зворотного зв'язку можна шляхом підбору постійного часу T_s . Від цієї постійної залежить ступінь компенсації помилки e_s .

Нехай І-складова ПІД-регулятора з 5 варіантом налаштування буде дорівнює 0,1. Тоді перехідний процес набуває наступного вигляду (рисунок 20):

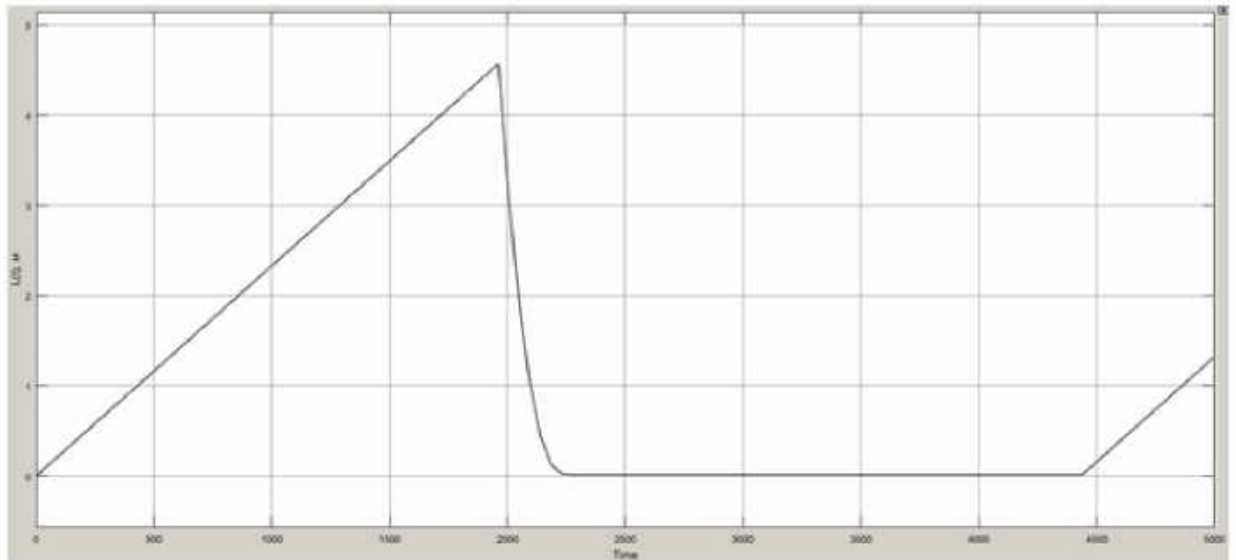
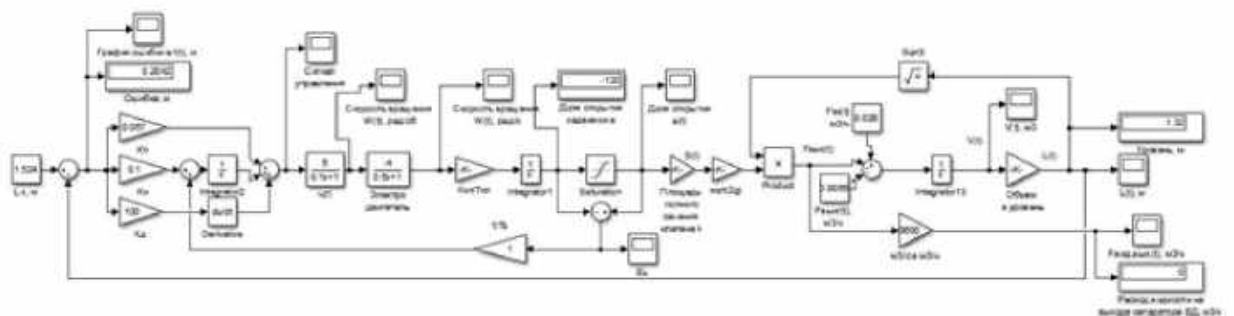


Рисунок 20 – Перехідний процес при інтегральному насиченні ПІД-регулятора

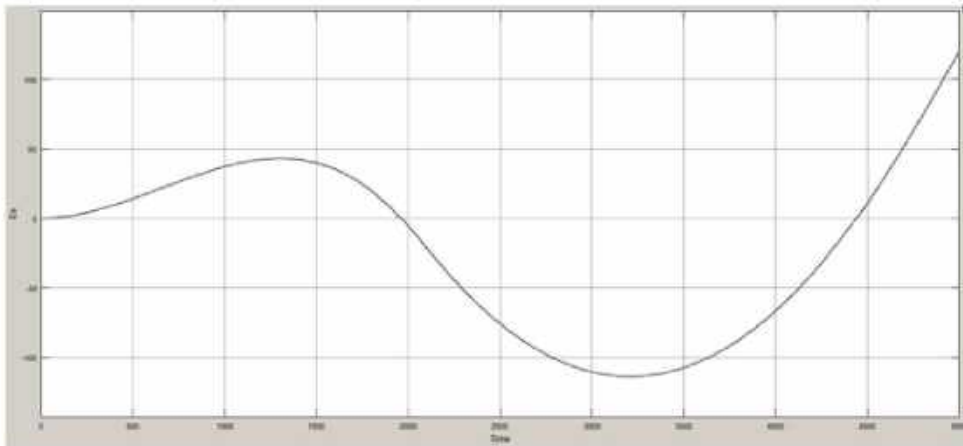
На рис 20 представлений процес без запровадження контуру компенсації інтегрального насичення. У модель введено контур компенсації інтегрального насичення. Модель контуру регулювання рівня роздільника рідини з компенсацією інтегрального насичення представлена на рис 21.

Рисунок 21 – Система регулювання рівня роздільника рідини з компенсацією



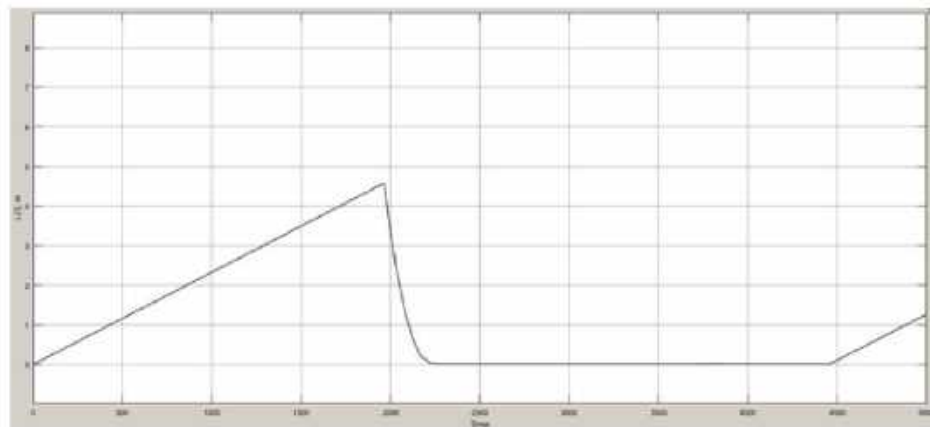
інтегрального насичення

Графік помилки неузгодженості e_s без введення контуру компенсації представлений рис 22.

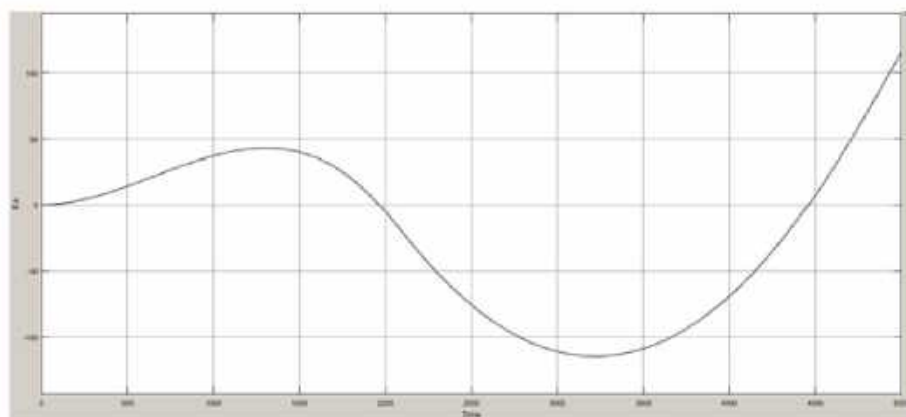
Рисунок 22 – Графік помилки e_s

Графік перехідного процесу, отриманий при компенсації інтегрального насичення представлений рис 23. Графік помилки e_s представлений рис 24.

Рисунок 23 – Графік перехідного процесу компенсації інтегрального



насичення

Рисунок 24 – Сигнал неузгодженості e_s

Як можна бачити за отриманими графіками, шляхом запровадження контуру компенсації інтегрального насичення поліпшити перехідний процес не вдалося. Шляхом збільшення значення пропорційної складової отримано графік, представлений рис 25.

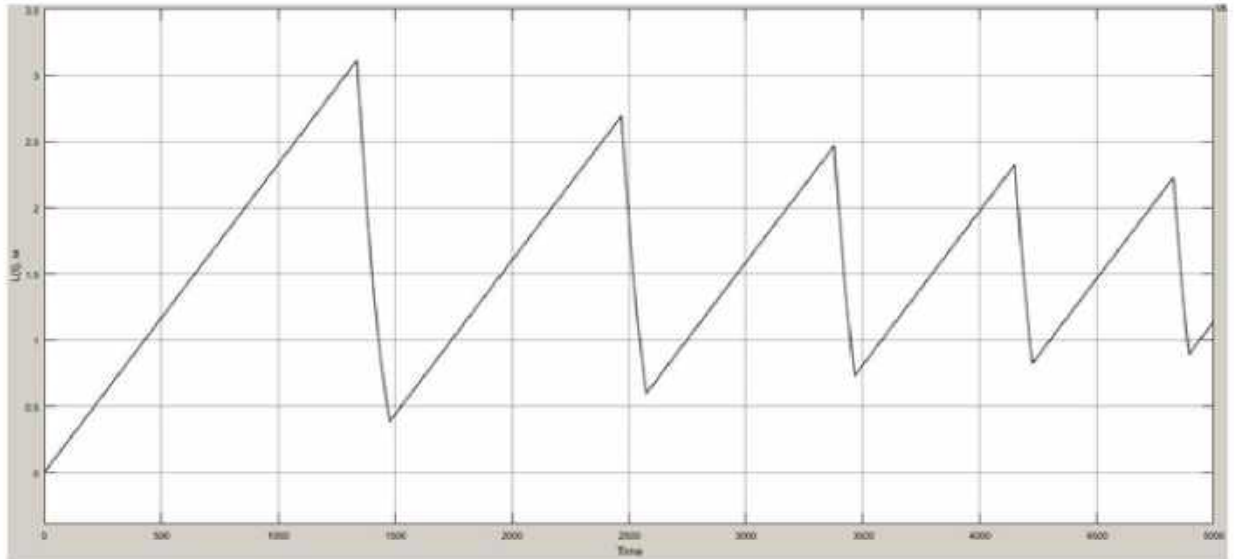


Рисунок 25 – Перехідний процес.

Аналіз отриманих графіків дозволяє зробити висновок, що при регулюванні рівня в роздільнику рідини слід застосовувати ПД-регулятор. -Регулятор.

4.3. Управління з використанням керування з прогнозуючими моделями (MPC)

Метою є розробка APC-системи управління колонної ректифікації. У розробленій моделі системи управління технологічними процесами ректифікації має місце МІМО-модель системи "буферна ємність - колона". У класичній системі для регулювання рівня розділу фаз буферної ємності і коефіцієнта перепаду тиску в колоні ректифікації використовуються два різних ПД-регулятора. При застосуванні MPC-стратегії управління ці два контури можуть регулюватися за допомогою одного регулятора з прогнозуючою МІМО-моделлю замість двох ПД-регуляторів. Розроблена модель з MPC-регулятором представлена в додатку Г. Перш ніж перейти до налаштування MPC-регулятора слід розібратися в понятті

МРС-управління.

Сутність МРС-управління

МРС-управління або управління з прогнозуючими моделями є сучасним методом теорії управління і застосовується в основному при управлінні технологічними процесами на хімічних та нафтопереробних підприємствах. Цей метод базується на математичних методах оптимізації [29]. Суть МРС-підходу до управління полягає в наступній послідовності операцій [29, 30]:

1) У початковий час береться відносно проста математична модель ОУ, котрого початковими умовами для моделі системи служить стан об'єкта у час. Далі беруться рівняння цієї моделі та проводиться інтегрування цих рівнянь. За підсумками формують прогноз можливого руху об'єкта у межах горизонту прогнозу. Слід зазначити, що горизонтом прогнозу є певний кінцевий час.

2) Другий етап проводиться оптимізація програмного управління, метою якого є наближення змінних прогнозуючої моделі.

які регулюються системою, до необхідних сигналів, що задають на горизонті прогнозу. Важливою особливістю і те, що це обмеження, пред'явлені до керівникам і регульованим змінним, враховуються етапі оптимізації.

3) Далі береться отримане оптимальне управління та реалізується на етапі обчислень. Цей крок становить певну малу частину від горизонту прогнозу. Після цього здійснюється вимірювання поточного об'єктивного стану ОУ на момент часу, що відповідає кінцю кроку.

4) На даному етапі відбувається зсув обрій прогнозу на наступний крок, а перші три пункти даної послідовності зациклюються.

Наведена схема може бути поєднана з попереднім проведенням ідентифікації рівнянь моделі, яка використовується для виконання прогнозу. Математична модель об'єкта управління або процесу є основним елементом МРС-регулятора, на підставі даної моделі та виміряних попередніх змінних стану об'єкта проводиться прогнозування подальшої його поведінки. Зазвичай математична модель об'єкта вибирається лінійною. Наразі можна перейти до

пояснення схеми здійснення прогнозу. Нехай математичною моделлю об'єкта управління є система диференціальних рівнянь:

$$\dot{x}(t) = f(t, x(t), u(t)), \quad (20)$$

$$x(0) = x_0, \quad (21)$$

де $x \in E_n$ – вектор стану;

$u \in E_m$ – вектор управління, $t \in [0, \infty)$.

Нехай є допустима безліч управлінь $U \in E_m$ і допустима безліч станів $X \subseteq E_n$.

У будь-який момент часу

$t \in [0, \infty)$ повинні виконуватись умови: $x(t) \in X$, $u(t) \in U$. Нехай функція

$f(t, x(t), u(t))$ задовольняє умов існування та єдиності розв'язання задачі

Коші для системи (20, 21) для будь-яких шматково-безперервних функцій $u(t)$ зі значеннями з безлічі. Нехай система (20, 21) має

нульовим положенням рівноваги $f(t, 0, 0) \equiv 0$.

Нехай допустимі множини U і X задані співвідношеннями:

$$U = \{u \in Em: u_{i \min} \leq u_i \leq u_{i \max}, i = \bar{1}, \bar{m}\}, \quad (22)$$

$$X = \{x \in En: x_{j \min} \leq x_j \leq x_{j \max}, j = \bar{1}, \bar{n}\}, \quad (23)$$

де $u_{i \min}, u_{i \max}, x_{j \min}, x_{j \max}$ - Задані речові числа.

Нехай мета управління ОУ (20,21) полягає в забезпеченні дотримання рівностей:

$$\lim_{t \rightarrow \infty} \|x(t) - rx(t)\| = 0, \quad (24)$$

$$\lim_{t \rightarrow \infty} \|u(t) - ru(t)\| = 0, \quad (25)$$

де $rx(t)$ та $ru(t)$ – задані векторні функції, які визначають бажаний рух об'єкта.

Припустимо, що функціонал якості управління на керованих рухах об'єкта управління має вигляд:

$$J_0 = J_0(x(t), u(t)). \quad (26)$$

До завдання оптимального управління віднесемо пошук такого керуючого впливу, що входить у допустиму множину управлінь U , при якому буде досягнуто мети управління (24, 25), будуть враховані обмеження $x(t) \in$

$X \forall t \in [0, \infty)$, а функціонал (26) досягне мінімуму.

Для аналітичного та чисельного вирішення завдань оптимального управління були розроблені різні підходи, але ці підходи дуже складно реалізувати на практиці. Основною проблемою реалізації оптимального управління для складного об'єкта є неможливість отримання максимально точної математичної моделі об'єкта, що вичерпно описує поведінку об'єкта. Саме для вирішення цієї проблеми і було розроблено МРС-управління. Принцип зворотний зв'язок є основою даного методу управління системами. Відповідно до принципу зворотного зв'язку при формуванні сигналу, що управляє, враховується отримувана інформація про ОУ. Далі розглянемо систему, яка має вигляд:

$$\dot{\bar{x}}(r) = f(r, \bar{x}(r), \bar{u}(r)), \quad (27)$$

$$\bar{x}|_{c=t(0)} = x(t), \quad (28)$$

де $\bar{x} \in En$ – вектор стану;

$\bar{u} \in Et$ – вектор управління, $r \in [t, \infty)$.

«Нехай $\bar{f}$ має ті ж властивості, що й f , а вектори $\bar{x}$ і $\bar{u}$ приймають значення з допустимих множин X і U відповідно. Також нехай $\bar{f}$ задана таким чином, що для будь-якого допустимого керування $\bar{u}(r) \equiv u(r)$

функції $x(r)$ і $\bar{x}(r)$, що задовольняють системам (32) і (38) близькі між собою за нормою для будь-якого $r \in [t, \infty)$ »[11].

Отримана система (27, 28) є моделлю, що прогнозує, для математичної моделі досліджуваного об'єкта управління. Доцільність введення прогнозуючої моделі пояснюється тим, що будь-яка фіксована математична модель виду (20, 21) представляє реальний об'єкт лише приблизно, оскільки деякі фактори не можуть бути враховані при її створенні, вони роблять рух реального об'єкта та розв'язання системи (20, 21) відмінними. Необлікованими можуть бути деякі нелінійності об'єкта, зовнішні обурення, зміна параметрів, додаткова неврахована динаміка тощо. Нехай модель (20, 21) досить точно відображає ОУ, але може змінюватися в процесі функціонування, ці зміни заздалегідь не відомі і не задані. Модель же, що описується рівняннями (27, 28) ініціалізується в останній момент $r = t$ поточним станом реального об'єкта, оскільки модель близька до ОУ за будь-яких варіаціях неврахованих чинників, дана модель дозволяє отримати наближений прогноз поведінки ОУ. Прогноз можна зробити, отримавши приватне рішення системи (27, 28) при заданому управлінні на відрізку часу $r \in [t, t + T]$. Отриманий прогноз буде тим точнішим, чим менша величина T ($T > 0$). Зазвичай вибирають досить просту прогнозну модель для того, щоб цю модель було легко інтегрувати в реальному масштабі часу та використовувати в контурі управління. Схема здійснення прогнозу представлена нарис 26 [29].



Рисунок 26 – Схема здійснення прогнозу

На осі абсцис представленої рис 26 прямокутної системи координат відкладаються моменти часу τ . Початковим моментом часу є момент $\tau = t$. До цього моменту рух ОУ з невідомою точно моделлю виду (20, 21) відбувався під впливом заданого управління

$u(\tau)$, що реалізується системою управління зі зворотним зв'язком. У момент часу

$\tau = t$ ОУ опинився в стані $x(t)$.

Нехай управління $\bar{u} = \bar{u}(\tau)$ задано як функція часу на відріжку

$\tau \in [t, t + T_p]$. Необхідно проінтегрувати систему (27, 28) на даному відріжку часу з початковою умовою $\bar{x}|_{\tau=t} = x(t)$, в результаті чого буде отримано приватне рішення $\bar{x} = \bar{x}(\tau, x, \bar{u}(\tau))$, яке трактуватиметься як спрогнозована поведінка ОУ з горизонтом передбачення T_p .

Необхідно відзначити, що динаміка реального об'єкта та динаміка прогнозуючої моделі природно відмінні, тому рухи їх загалом відрізнятимуться на розглянутому відріжку, збіг гарантується лише в початковій точці.

На даному етапі необхідно сформулювати математичну задачу про вибір оптимального керування на основі прогнозу.

Поведінка моделі визначається векторними функціями: $rx(t)$ і $rU(t)$, $rx(t) \in$

$En, rU(t) \in Em.$

Функціонал для оцінки якості управління спрогнозуючої моделлю має вигляд:

$$J(x(t), \bar{u}(\cdot), T_p, T_c) = \int_t^{t+T_p} F(\bar{x}(r, x(t), \bar{u}(r)), \bar{u}(r), rx(r), ru(r)) dr, \quad (29)$$

Даний функціонал заданий на рухах системи (27, 28).

$$\bar{x} = \bar{u}(t + T_c) \forall r \in [t + T_c; t + T_p], \quad (30)$$

На практиці широко використовується сума двох квадратичних форм як підінтегральна функція функціоналу, вона має вигляд:

$$F = (\bar{x} \quad -rx)' R (\bar{x} \quad -rx) + (\bar{u} \quad -ru)' Q (\bar{u} \quad -ru), \quad (31)$$

де R та Q - позитивно визначені симетричні вагові матриці.

Завдання про пошук оптимального керування для прогнозуючої моделі ставиться так:

$$J(x(t), \bar{u}(\cdot), T_p, T_c) \rightarrow \min_{\bar{u}(\cdot) \in \Omega_u}, \quad (32)$$

де $\Omega_u = \{\bar{u}(\cdot) \in K_n^0[t, t + T_p]: \bar{u}(\tau) \in U, \bar{x}(\tau, x(t), \bar{u}(\tau)) \in X, \forall \tau \in [t, t + T_p]\}$ -

допустима безліч управлінь, тут $K^0[t, t + T]$ - безліч векторних шматково-безперервних функцій на відрізку $[t, t + T_p]$, які задовольняють умові сталості управління на відрізку $[t + T_c, t + T_p]$.

Результатом розв'язання задачі (35) є векторна функція:

$$\bar{u}^*(\tau) = \bar{u}^*(\tau, x(t), T_p, T_c) = \arg \min_{\bar{u}(\cdot) \in \Omega_u} J(x(t), \bar{u}(\cdot), T_p, T_c). \quad (33)$$

Ця функція визначає оптимальне програмне керування для прогнозуючої моделі (27, 28) по відношенню до (32), оскільки вона забезпечує мінімальне значення функціоналу.

$$V(x, T_p, T_c) = \min_{\bar{u}(\cdot) \in \Omega_u} J(x(t), \bar{u}(\cdot), T_p, T_c) = J(x(t), (\cdot), T_p, T_c). \quad (34)$$

Вважаючи, що $T_p = T_c \rightarrow \infty$, і здійснюючи прогноз від точки $t = 0$ на нескінченному інтервалі часу $t \in [0, \infty)$, можна знайти управління виду (33), після

чого реалізувати його у вигляді $u(\bar{u}^*(r))$ для вихідного ОУ з моделлю (20, 21). За умови $f(\cdot) \equiv f(\cdot)$ таке управління є вирішенням задачі оптимального управління реальним об'єктом по відношенню до функціоналу:

$$J_0(x(t), u(t)) = \int_0^{\infty} F(x(t, x(0), u(t)), u(t), r) x \, dt. \quad (35)$$

Оскільки між моделями (20, 21) і (27, 28) є розбіжності, виконання умови $f(\cdot) \equiv f(\cdot)$ неможливо, тому реалізувати програмне

управління, засноване на одноразовому прогнозі, призводить до значних відхилень від оптимального програмного руху. У зв'язку з чим, для поліпшення ситуації, пропонується використовувати багаторазовий прогноз із періодом T_p . У такому разі оптимальне управління, знайдене для прогнозуючої моделі на відрізку $[t, t + T_p]$, подається безпосередньо на реальний ОУ: $u(t) \equiv \bar{u}^*(r)$. Після чого здійснюється пошук оптимального управління на відрізку $[t + T_p, t + 2T_p]$ і т.д. Але за такого підходу стають явними дві серйозні недоліки застосування:

По-перше, управління здійснюється за розімкнутою схемою для кожного відрізка часу, що є суттєвим недоліком;

По-друге, через відмінності в динаміці прогнозованого руху об'єкта управління та його реальної реакції, можлива ситуація, що на всьому тимчасовому проміжку отримане управління різке відрізнятиметься від бажаного оптимального управління.

З огляду на це необхідно реалізувати знайдене оптимальне управління інакше: управління впливає на ОУ не на всьому горизонті прогнозування $[t, t + T_p]$, а на малій його частині, тоді управління на ОУ:

$$\bar{u}^*(\tau) \equiv \bar{u}^*(\tau, x(t), T_p, T_c), \tau \in [t, t + \delta], \quad (36)$$

де δ більше за нуль, але істотно менше, ніж T_p .

Таким чином, після реалізації управління (33) у момент часу $t + \delta$, відбувається обчислення нового прогнозу поведінки ОУ з горизонтом передбачення T_p , вирішується оптимізаційна задача, але розв'язання задачі оптимізації відбувається на відрізку часу $x|_{c=t+\delta} = x(t + \delta)$. Отриманий результат задачі

оптимізації застосовується до ОУ на відрізку часу $r \in [t + \delta, t + 2\delta]$, далі процес повторюється.

Такий спосіб оптимізації управління з прогнозом заснований на прогнозі з віддаленим (рухомим) горизонтом. Такий спосіб виключає суттєві недоліки вищеописаного способу, так як управління здійснюється за принципом зворотного зв'язку, причому інформація про поточний стан ОУ надходить дискретно, в моменти часу 0, 2, 2 і т.д. Змінні стани об'єкта можуть бути вимірювані безпосередньо, або можуть бути обчислені з використанням пристроїв спостереження за результатами вимірювань доступних до вимірювання змінних. Тоді, загальна схема управління з прогнозуванням є такою послідовністю операцій:

Проведення оцінки змінних векторів стану $x(t)$ реального об'єкта управління;

Отримання рішення задачі оптимізації (32) для прогнозуючої моделі (27, 28) за початкової умови $\bar{x}|_{c=t} = x(t)$

Після отримання оптимального програмного управління $\bar{u}^*(\tau, x(t), T_p, T_c)$ відтворення дія його на відрізку часу $r \in [t, t + \delta]$.

Пересування моменту часу t на момент $t + \delta$, зациклювання перших трьох операцій цієї послідовності.

4.3.2. MPC-управління процесами МІМО-системи "буферна ємність - колона ректифікації"

В рамках цієї магістерської дисертації була розроблена система із застосуванням MPC-регулювання. MPC-регулятор був використаний для МІМО-системи «буферна ємність - колона ректифікації». Робота з MPC-регулятором здійснювалася за допомогою пакету інструментів MatLab – Model Predictive Control Toolbox. Розроблена система з контурами MPC-регулювання представлена у додатку Р.

MPC-регулятор пакету Model Predictive Control Toolbox ґрунтується на LQR-оптимізації (лінійній інтегральній квадратичній оптимізації).

Особливість LQR-оптимізації пов'язана з тим, що інтегральні квадратичні функціонали відіграють особливу роль серед багатьох характеристик систем

керування та процесів.

Функціонал для оцінки якості управління в MPC-регуляторі середовища MatLab є стандартним функціоналом виду [31]:

$$J(z_k) = J_y(z_k) + J_u(z_k) + J_{\Delta u}(z_k) + J_c(z_k), \quad (37)$$

де z_k – це розв'язання задачі квадратичного програмування (quadratic problem decision);

J_y – показник якості, що характеризує відповідність вихідного сигналу заданому;

J_u – показник якості, що застосовується тоді, коли керованих змінних більше, ніж виходів ОУ, і потрібно підтримувати обрані керовані змінні на заданому рівні, що характеризує відповідність керованих змінних заданим устав;

$J_{\Delta u}$ – показник якості, що використовується при придушенні руху керованих змінних, що використовується тоді, коли кращі невеликі коригування керованих змінних;

J_c – показник якості, спрямований на вирішення оптимізаційного завдання в умовах обмежень.

Ці показники докладніше розглянуті на сайті Mathworks [31].

У системі регулювання були розглянуті MPC-регулятори з різними варіантами налаштування, з різними значеннями горизонтів управління та прогнозу, різними ваговими коефіцієнтами. Спочатку були проаналізовані різні варіанти значень горизонтів. варіантах налаштування регулятора.

Таблиця 5 - Налаштування горизонтів MPC-регулятора

Варіант налаштування	Горизонт управління (T_c)	Горизонт передбачення (T_p)
1	2	10
2	2	20
3	2	50
4	25	50
5	50	100

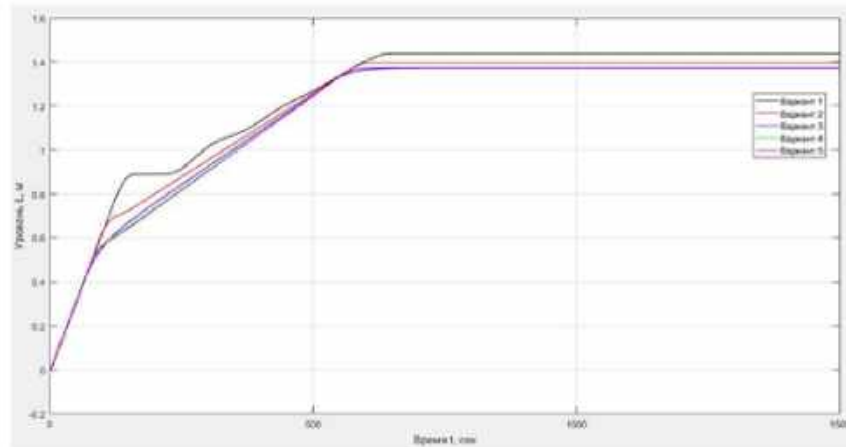


Рисунок 27 – Перехідна характеристика за різних варіантів налаштування MPC-регулятора. Рівень розділу середовищ

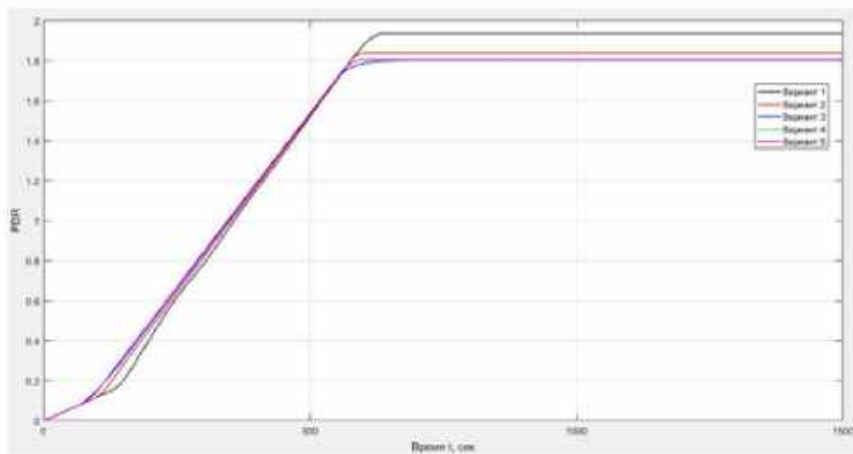


Рисунок 28 – Перехідна характеристика за різних варіантів налаштування MPC-регулятора. PDR

При аналізі графіків вдається з'ясувати, що найкращі прямі показники якості при регулюванні рівня PDR дають варіанти налаштування 4 і 5, варіанти налаштування практично не відрізняються за якістю перехідного процесу. При даних варіантах налаштування регульована величина виходить на задане значення, тоді як перший і другий варіанти налаштування не дозволяють в принципі досягти заданого рівня регульованої змінної. Вирішили використовувати 4 варіанти налаштування. Швидкодія регулятора з цим варіантом налаштування була покращена (рисунок 29, 30), за допомогою внутрішньої функції інструменту MPC designer MatLab – Performance tuning, а

також налаштування ваг.

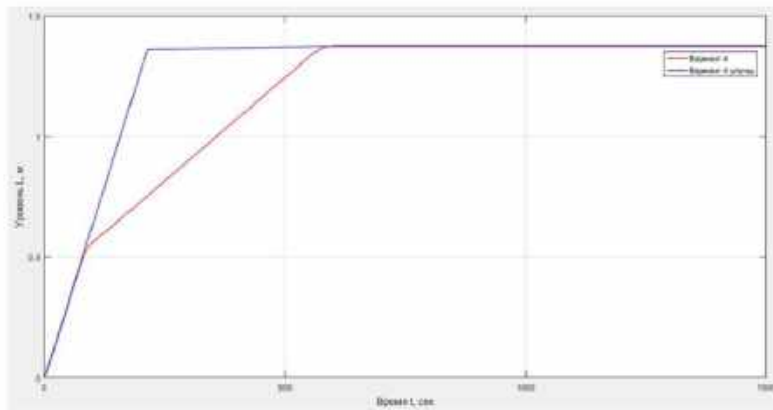


Рисунок 29 – Поліпшення регулятора. Графік рівня поділу середовищ

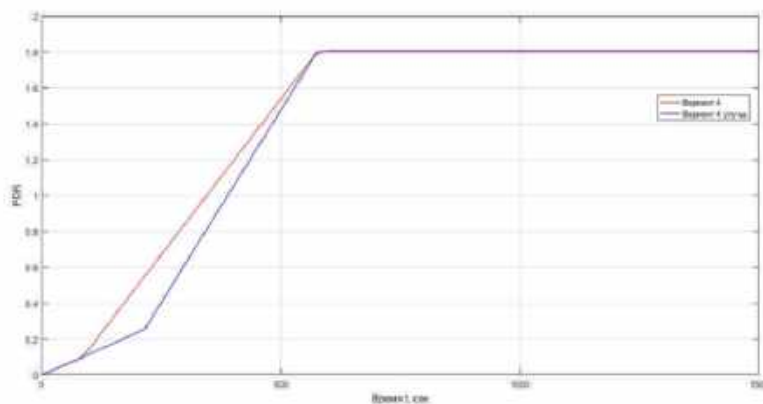


Рисунок 30 – Поліпшення регулятора. PDR

За графіками можна спостерігати, що найменший час перехідного процесу (при регулюванні рівня) вдалося отримати при четвертому варіанті, який покращений за допомогою інструмента «Performance tuning» та налаштування ваги варіанті MPC-регулятора. Час перехідного процесу PDR при цьому зменшився трохи. Таким чином було проведено налаштування MPC-регулятора.

Після завершення налаштування MPC-регулятора необхідно провести аналіз якості удосконаленої стратегії управління. Для аналізу якості управління необхідно зробити порівняння даного типу управління з іншим, як було обрано ПД-регулювання. MPC-регулятори рекомендуються для використання в умовах обмежень, вихідним сигналом регулятора є сигнал 0 – 10 В. Керуючий вплив не може виходити за межі діапазону. У системі з ПД-регуляторами вихідні сигнали регуляторів також були обмежені даним діапазоном. Якість управління

оцінювалося за прямими показниками якості (швидкості та перерегулювання) та за інтегральними показниками: за енергетичною інтегральною оцінкою, що характеризує енергетичні витрати на управління (що дозволяє отримати показник, пропорційний енерговитратам на управління), та за енергетичною інтегральною оцінкою, що характеризує енергетичні витрати виконавчих регулювання рівня (що дозволяє отримати показник, пропорційний енерговитрат на регулювання рівня). Квадратична інтегральна оцінка особлива тим, що може бути застосована з метою оцінки монотонних та коливальних перехідних процесів. Варіант, у якому значення інтегральної оцінки менше, вважається найкращим. Перехідні процеси при регулюванні рівня та PDR представлені на рисунках 31 – 32.

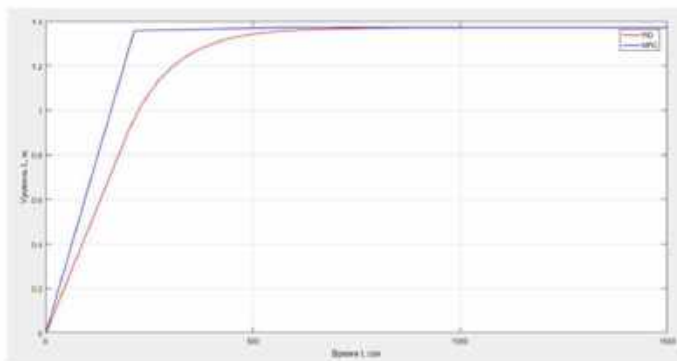


Рисунок 31 – Перехідний процес за різних типів регулювання. Рівень розділу середовищ

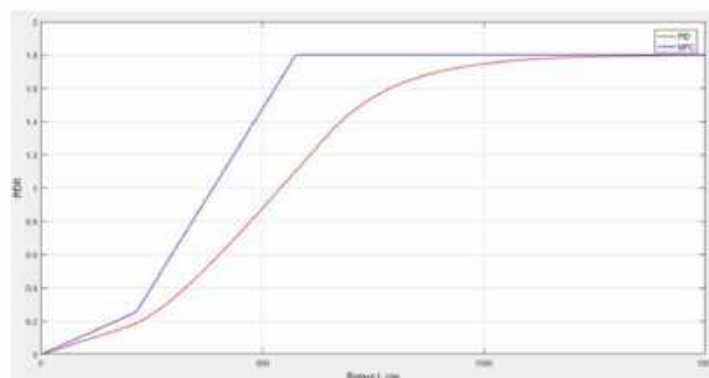


Рисунок 32 – Перехідний процес при різних типах регулювання.

Таблиця 6 – Порівняння якості різних типів управління

Показник якості управління	Рівень розділу середовищ		PDR	
	PID	MPC	PID	MPC
$t_p, \text{з}$	408,94	205,09	918,32	554,48
$\sigma, \%$	0,00	0,00	0,00	0,00
Показник, що характеризує енерговитрати управління, В2·с	24695,21	21306,71	72218,84	57184,35
Показник, що характеризує енерговитрати процесу регулювання рівня, $\text{м}^2 \cdot \text{с}$	2374,31	2551,38		

Після аналізу даних таблиці 6 було зроблено висновок, що стратегія MPC-управління дозволяє: отримати більш високу швидкодію (на 203,85 секунд швидше за регулювання рівня, на 363,84 секунд – при регулюванні PDR), у своїй із меншими енерговитратами управління. Крім цього, енергія, що витрачається при регулюванні рівня, має трохи більше значення, ніж енергія на регулювання перепаду тиску PDR. Однак при відповідному налаштуванні MPC-регулятора, перехідний процес регулювання рівня і PDR представлений на рис 33 і 34, можна отримати менші енерговитрати і на управління, і на регулювання рівня, а також зменшити енерговитрати виконавчих пристроїв.

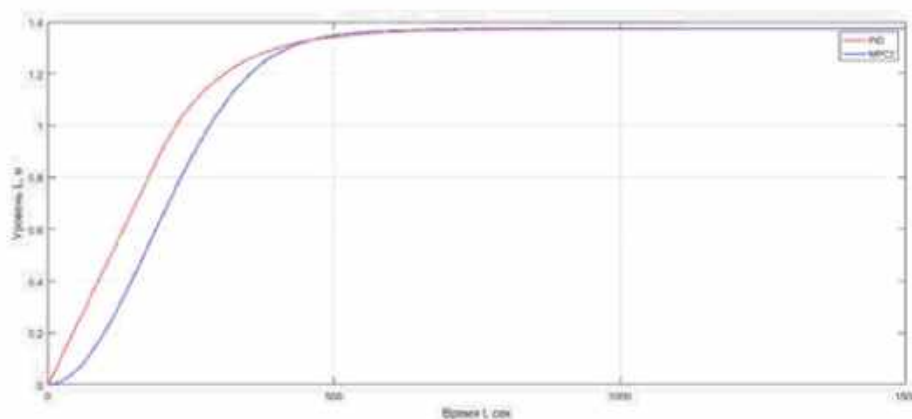


Рисунок 33 – Перехідні процеси.

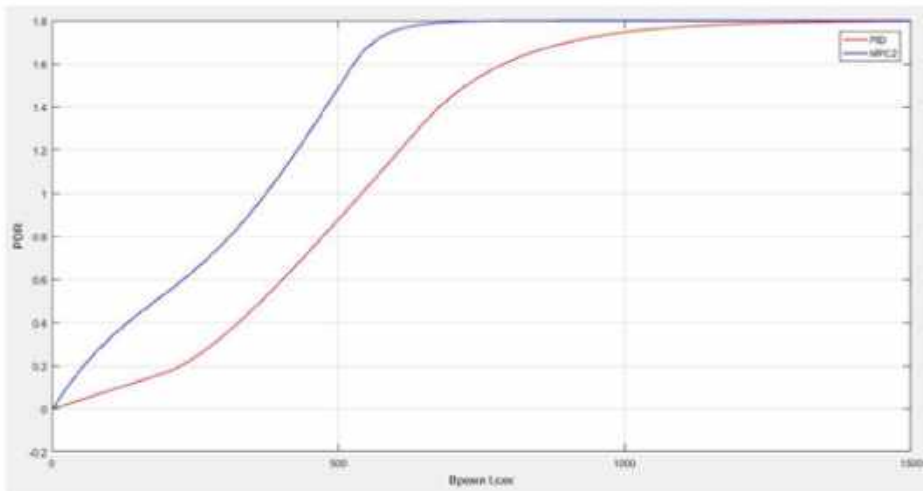


Рисунок 34 – Перехідні процеси. PDR. Другий варіант налаштування MPC

Показники якості, отримані в попередньому експерименті, і показники якості процесу з повторно налаштованим MPC-регулятором зведені в таблицю 7. MPC1 - це регулятор, перехідний процес при використанні якого представлений на рисунках 31 і 32 вище, MPC2 - налаштований повторно MPC-регулятор (перехідний процес на малюнках 33 та 34).

Таблиця 7 – Порівняння якості різних типів управління

Показник якості управління	Рівень розділу середовищ			PDR		
	PID	MPC1	MPC2	PID	MPC1	MPC2
t_p , с	408,94	205,09	424,82	918,32	554,48	566,75
σ , %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Показник, що характеризує енерговитрати на управління, В2 * с	24695,21	21306,71	11761,27	72218,84	57184,35	54964,57
Показник, що характеризує енерговитрати процесу регулювання рівня, м ² * с	2374,31	2551,38	2347,74			

Провівши аналіз отриманих даних з таблиці 7, можна зробити висновок, що MPC2-регулятор дозволив дещо зменшити енергетичні витрати на регулювання

значення рівня, зменшити енерговитрати на управління, проте при цьому знизилася швидкодія процесу. Таким чином, виходить, що знизивши енерговитрати на процес зміни рівня, отримали погіршення швидкодії. Основним завданням застосування MPC-регулятора вважається скорочення енергетичних витрат. З цим завданням регулятор впорався успішно.

Застосування MPC-регулятора (MPC1) дозволило зменшити час перехідного процесу зменшити енерговитрати управління. Застосування MPC-регулятора (MPC2) дозволило зменшити енерговитрати управління, процес зміни рівня, проте швидкодія системи трохи погіршилося. Проведені експерименти дозволяють дійти невтішного висновку, що з виборі регулятора вирішується компромісна складне завдання, і вибір регулятора залежить від цього, які показники важливо забезпечити. Зниження енерговитрат дозволяє скоротити економічні втрати, тому саме зниження енерговитрат було вирішено використовувати як головний критерій визначення ефективності регулятора. MPC-регулятор (MPC2) показав найменші значення енерговитрат, отже, MPC-регулятор (MPC2) найвигідніше використовувати у розробленій системі управління.

4.3.3. Дослідження впливу зміни режиму роботи системи

Припустимо, що у процесі функціонування систем регулювання відбулося зміни встановлених значень рівня розділу середовищ і PDR, у своїй функціонування систем не зупинялося. Зміна уставки рівня відбулася в момент часу 500 сек., Зміна уставки PDR - в момент часу 1000 сек., При цьому час експерименту дорівнює 1500 сек. Зміна уставок була виконана за допомогою блоків "Step" (рисунок 35). При зменшенні значення уставки сигнал із блоку «Step» подаватиметься на мінус суматора.

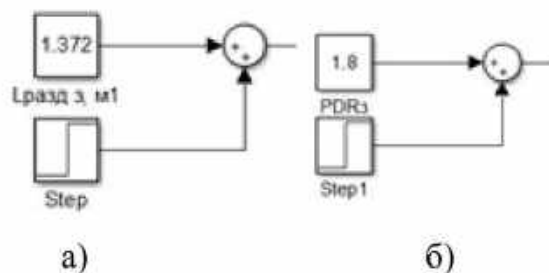


Рисунок 35 – а) зміна уставки L; б) зміна уставки PDR

Необхідно дослідити різні зміни уставок, вплив цих змін на перехідний процес. Буде досліджено зміни уставок на 10% та 25% (таблиця 8). Оцінюватимуться процеси за величиною енергетичних витрат на управління при зміні режиму роботи системи регулювання, а також характером перехідних процесів. Порівняння відбувалося між ПІД-і MPC-регуляторами.

Таблиця 8 – Досліджувані значення уставок

Досліджуванезміна	Значення уставки рівня, м	Значення уставкиPDR
+10%	1,509	1,980
+25%	1,715	2,25

На рисунках 36, 37 представлені графіки перехідних процесів у контурах з ПІД-і MPC1-регулятором за різних змін уставок.

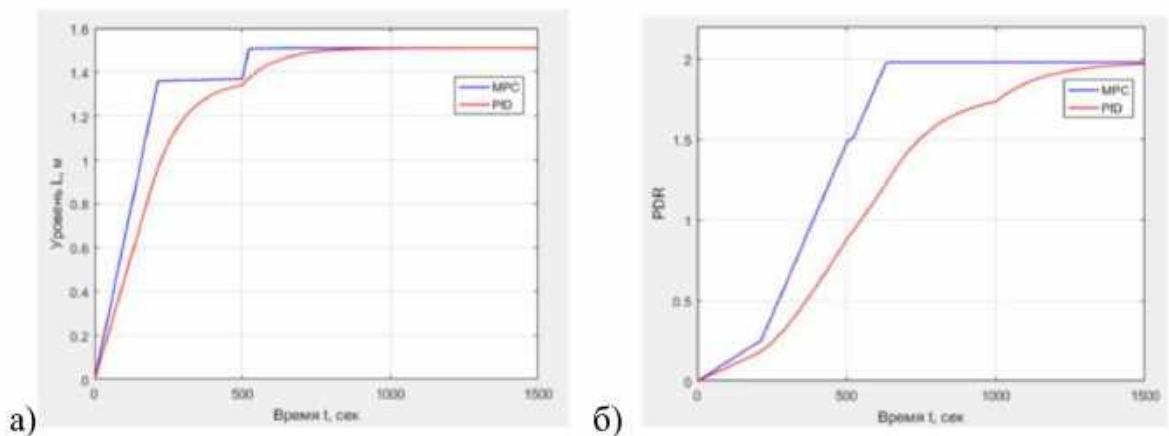
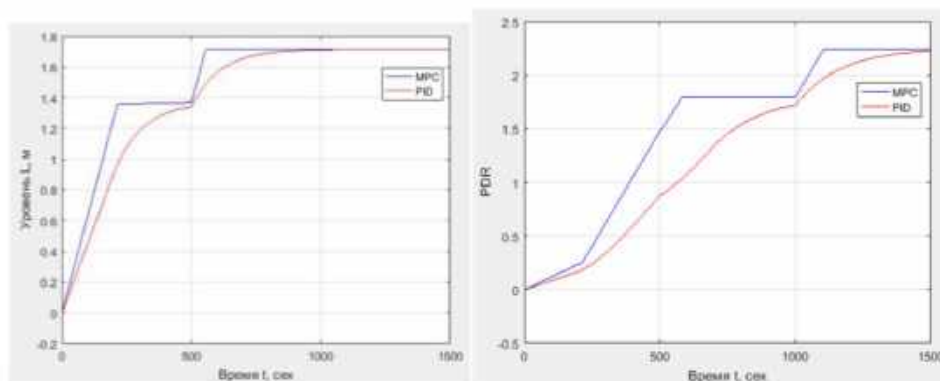


Рисунок 36 – Перехідний процес при: а) 10%-му збільшенні уставки рівня в момент часу 500 сек;



а)

б)

Рисунок 37 – Перехідний процес при: а) 25%-ном збільшенні уставки рівня на момент часу 500 сек; б) 25% збільшення уставки PDR в момент часу 1000 сек

Показники енергетичних витрат на зміну режиму роботи та показники швидкодії (час виходу на новий режим), перерегулювання системи зведено до таблиці 9.

Таблиця 9 – Енерговитрати та швидкодія при зміні режиму роботи

Режим	Зміна уставки на 10%				Зміна уставки на 25%			
Показник якості перехідного процесу t_p , с	Рівень розділу середовищ		PDR		Рівень розділу середовищ		PDR	
	PID	MPC1	PID	MPC1	PID	MPC1	PID	MPC1
	586,95	510,67	1147,08	1020,83	661,35	541,37	1251,81	1080,31
σ , %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Показник, що характеризує енерговитрати управління, В2 *с	25285,0	23442,9	76027,8	62756,3	27743,9	26694,9	86305,2	71361,6

Проаналізувавши графіки та дані таблиці 9 стає очевидно, що при використанні MPC-регулятора вдалося збільшити швидкодію системи, тобто зробити перехід з одного режиму роботи системи на інший швидше, при цьому енерговитрати на управління також менше, ніж при використанні ПІД-регулятора.

Таким чином, було проведено аналіз ефективності вдосконаленого та класичного регулювання в умовах зміни уставок у процесі роботи об'єкта дослідження.

Розділ 5. Дослідження системи автоматизованого керування технологічним процесом

5.1. Структура системи

АСУТП організована у вигляді трирівневої ієрархічної, територіально розподіленої системи і включає:

- нижній рівень;
- середній рівень;
- верхній рівень.

Нижній рівень – рівень польового устаткування (датчики, перетворювачі, виконавчі механізми тощо.).

Середній рівень – рівень автоматичного керування технологічними об'єктами. Цей рівень передбачається побудувати з урахуванням станцій автоматизації SIMATIC PCS7 фірми Siemens. Призначення середнього рівня полягає у зборі та обробці інформації, що акумулюється від засобів КВП об'єкта управління, а також в автоматичному та дистанційному з верхнього рівня управлінні обладнанням.

Верхній рівень - рівень оперативно-виробничої служби, реалізований з урахуванням промислових персональних комп'ютерів з організацією автоматизованих робочих місць (АРМ) операторів. Верхній рівень використовується для моніторингу та управління процесами як виробничими, так і технологічними, а також управління протиаварійним захистом обладнання усередині об'єктів автоматизації.

5.2. Технічні засоби системи

5.2.1. Технічні засоби середнього рівня

Технічні засоби середнього рівня виконані на базі контролера S7-416, мають модульну конструкцію та складаються з:

- програмованих логічних контролерів серії S7-416;
- станцій розподіленого введення-виведення ET 200M з модулями введення-виводу;

- джерел живлення;
- пристроїв сполучення з польовим обладнанням.

Контролери S7-416 виконують локальне управління та контролюють обмін даними між підсистемою введення/виводу та мережею управління. Блок контролера S7-416 включає:

- плату центрального процесора;
- мережові плати Industrial Ethernet;
- плати послідовний інтерфейс;
- модуль живлення.

Середній рівень підсистеми АСУТП побудовано з урахуванням резервованих контролерів. Контролер АСУТП працює у режимі «гарячого» резервування. При заміні процесорного модуля у схемі із резервуванням завантаження конфігурації проводиться з працюючого процесора без участі людини.

Для візуального контролю та діагностики працездатності контролера процесорні модулі оснащені світловими індикаторами.

Процесорні модулі мають незалежну пам'ять, що дозволяє зберігати прикладне програмне забезпечення при відключенні електроживлення. Завантаження прикладного програмного забезпечення в контролер здійснюється в режимі реального часу з інженерної станції без зупинки виробництва.

Контролер забезпечує реалізацію наступних функцій:

- збір, обробку, масштабування інформації, що надходить від аналогових, дискретних датчиків об'єкта управління, а також цифрових інтерфейсних ліній зв'язку, діагностику каналів введення;
- реалізацію алгоритмів логічного управління та регулювання;
- видачу керуючих впливів на дискретні та пропорційні виконавчі механізми, діагностику вихідних каналів, діагностику працездатності ліній зв'язку, функціонування програм управління.

Контролери виконують локальне управління та контролюють обмін даними між підсистемою введення/виводу та мережею управління. Зв'язок з підсистемою

введення/виведення ET200M реалізується магістральним каналом зв'язку, що резервується, по протоколу Profibus-DP зі швидкістю обміну до 12 Мбіт/с.

Станції розподіленого вводу-виводу ET 200M з модулями вводу-виведення включають плати шини Profibus-DP, модулі вводу/виводу та блоки живлення.

ET200M комплектуються такими модулями:

- SM 331 HART - 8 каналні модулі аналогового введення 4-20 мА HART;
- SM 332HART – 8 каналні модулі аналогового виведення 4-20 мА HART;
- SM 321 - 32 каналні модулі дискретного введення сигналів;
- SM 322 - 32 каналні модулі дискретного виведення сигналів;
- CP341 - Комунікаційний процесор для інтерфейсних сигналів RS422/485.

Усі модулі вводу-виводу мають гальванічне поділ із внутрішньою шиною станції.

Електроживлення технічних засобів системи здійснюється від однофазної мережі змінного струму 220 з використанням джерел безперебійного живлення.

Для живлення комплексу технічних засобів (КТС) та польового обладнання АСУТП використовуються блоки живлення ланцюгів постійного струму 24 серії SIPLUS (Siemens).

Дискретні входні та вихідні сигнали підключаються до Системи через зовнішні реле (виробництво фірми «Phoenix Contact») задля забезпечення гальванічної розв'язки устаткування нижнього та середнього рівнів.

Вибухобезпечність об'єкта забезпечується за рахунок застосування іскробезпечних бар'єрів (виробництво фірми «Pepperl+Fuchs»)

5.2.2. Технічні засоби верхнього рівня

До складу технічних засобів верхнього рівня входять:

- операторські станції (ОС) - 8 шт.;
- інженерна станція (ІВ) - 1 шт.;

- резервовані сервери довгострокових архівів;
- принтери.

ОС реалізують такі основні функції:

- прийом даних від контролерів;
- контроль достовірності інформації, що надходить;
- виконання архівування даних на жорсткому диску: занесення у зведення аварій, подій, історію;
- спостереження за станом системи за допомогою різних графічних форм: мнемосхем, трендів, таблиць тощо;
- управління системою за допомогою різних графічних форм: панелей керування, кнопок і т.д.;
- підготовка звітних документів та виведення їх на друк;
- висновки оперативних оповіщень оператору;
- реалізацію колірної та звукової сигналізації.

ІВ реалізує такі основні функції:

- створення зміни підсистеми;
- налагодження конфігурації;
- зберігання програмного забезпечення та його завантаження у вузли системи;
- коригування програмне забезпечення та завантаження нової версії програмного забезпечення в режимі ON LINE;
- прийом даних від контролерів;
- контроль достовірності інформації, що надходить;
- виконання архівування даних на жорсткому диску: занесення у зведення аварій, подій, історію (термін зберігання даних не менше 3-х років);
- спостереження за станом системи за допомогою різних графічних форм: мнемосхем, трендів, таблиць тощо;
- керування системою за допомогою різних графічних форм: панелей керування, кнопок тощо;
- підготовка звітних документів та виведення їх на друк;
- висновки оперативних оповіщень оператору;

- реалізацію колірної та звукової сигналізації.

Резервований сервер довгострокових архівів реалізує такі основні функції:

- управління змінними процесу та повідомленнями, що експортуються з архівів ОС;
- виконання архівування даних на жорсткому диску (термін зберігання даних не менше 3-х років);
- надання даних для відображення на операторських станціях.

5.3. Перспективи розвитку, модернізації системи

Задля більшої можливості розширення всіх підсистем передбачено 20% резерв всім типів каналів вводу/вывода.

Передбачені шафи АСУТП мають вільні місця для встановлення додаткових кошиків для модулів вводу/виводу, бар'єрів іскрозахисту, реле.

У передбачуваній системі передбачений достатній резерв по оперативній та дисковій пам'яті, а також по швидкодії мікропроцесорних обчислювачів та промислових мереж, які, можливо, будуть потрібні для розвитку функцій АСУТП у майбутньому.

За допомогою інженерної станції АСУТП є можливість внесення змін до системи силами обслуговуючого персоналу Замовника для зміни або створення контурів управління, алгоритмів, звітних форм та мнемосхем. Зміни відбуваються у режимі online.

5.4. Чисельність та кваліфікація персоналу системи

Персонал пропонованої АСУТП, відповідно до ролі, яку він виконує в процесі функціонування, ділиться на 2 основні категорії:

- оперативний (технологічний) персонал;
- експлуатаційни (Обслуговуючий) персонал.

Користувачами автоматизованої системи керування є:

- насамперед, оператори – технологи, управляючі ділянками виробництва;
- начальник (Майстер) зміни, що відповідає за роботу установки в цілому.

Весь персонал, допущений до роботи з АСУТП, проходить відповідне

навчання правилам роботи з програмними та технічними засобами, що використовуються в системі управління під час проведення пуско-налагоджувальних робіт відповідно до затвердженої програми навчання.

Обслуговування АСУТ Здійснюється інженерами з електроніки і інженерами-програмістами.

5.5. Дотримання вимог безпеки

Усі зовнішні елементи технічних засобів системи, що під напругою, мають захист від випадкового дотику людини, а самі технічні засоби мають шини захисного заземлення.

Шафи АСУТП мають шини сигнального заземлення ізольовані від шини захисного заземлення.

Вимоги безпеки під час монтажу, налагодження, експлуатації, обслуговування та ремонту технічних засобів АСУТП наведені в документації на технічні засоби. Загальні вимоги щодо безпеки при експлуатації Системи встановлюються спеціальним розділом Інструкції з експлуатації КТС.

5.6. Забезпечення надійності системи

Пропонована система є багатофункціональною, відновлюваною, безперервної дії та, відповідно до ГОСТ 24.701-86, характеризується показниками безвідмовності за основними виконуваними функціями.

Критерієм відмови системи в цілому є відмова будь-якої з основних функцій, що призводить до видачі хибної інформації або команд, що призводять до порушення технологічного процесу або неможливості його контролю та управління з вини системи.

Оцінку показників надійності проведено шляхом аналізу вибраних засобів обчислювальної техніки фірми Siemens (Німеччина), що має високі надійнісні характеристики.

Для забезпечення надійності функціонування програмно-технічного комплексу (ПТК) системи передбачено такі основні заходи:

- комплекс програм знаходиться в енергонезалежній пам'яті. Відновлення всіх функцій системи після збою живлення (не більше 72 годин) здійснюється автоматично. Час відновлення не перевищує 60 секунд;
- система підключена до електромережі через джерела безперебійного живлення (ДБЖ). Система безперебійного електроживлення забезпечує функціонування ПТК системи при відключенні електроживлення на вході ДБЖ;
- КТС системи має самодіагностику, світлову індикацію справного стану, сигналізацію порушень у роботі обладнання, а також забезпечує взаємозамінність однойменних технічних засобів без змін та регулювання інших пристроїв;
- система допускає відновлення окремих її частин без переривання функціонування всієї системи.

5.7. Захист КТЗ від зовнішніх впливів

Захист технічних засобів АСУТП від механічних впливів забезпечується розміщенням устаткування спеціалізованих конструктивах. Обладнання середнього рівня встановлюється у металеві шафи, що забезпечують захист від випадкових ударів.

Захист технічних засобів АСУТП від теплових впливів забезпечується створенням мікроклімату усередині шаф. У шафах, де розташовується обладнання з підвищеним тепловиділенням, передбачаються припливні вентилятори для безперервного обдування, що забезпечують, у тому числі, циркуляцію повітря всередині шафи.

Для захисту технічних засобів системи від зовнішніх електричних та магнітних полів, а також перешкод по ланцюгах живлення в системі застосовані спеціальні апаратні (схемні) та програмні рішення:

- розміщення технічних засобів у заземлених конструктивах із струмопровідною поверхнею;
- гальванічна розв'язка технічних засобів від технологічного обладнання та між вимірювальними каналами;
- застосування екранованих пар для передачі електричних сигналів;
- фільтрація перешкод по ланцюгах живлення.

Для захисту обладнання АСУТП від перебоїв електропостачання та стабілізації характеристик електроенергії живлення системи здійснюється від джерел безперебійного живлення.

Для захисту даних АСУТП від пошкодження (руйнування) застосовують такі методи:

- застосування контролерів з енергонезалежною пам'яттю, або з живленням від внутрішньої батареї;
- автоматизоване копіювання бази даних Системи на окремі носії типу CD, DVD, зовнішні дискові накопичувачі тощо.

Застосування даних методів захисту дозволяє підвищити надійність Системи загалом, забезпечити доступом до необхідної інформації у час і знизити до мінімуму час відновлення системи після збою чи аварійного відключення питания.

Для захисту даних від несанкціонованого доступу застосовуються такі методи:

- авторизація оперативного та обслуговуючого персоналу в Системі з пароллю;
- виключення доступу стороннього персоналу до Системи шляхом розміщення обладнання у шафах під ключ.

Розділ 6. Ресурсоефективність та ресурсозбереження»

6.1. Оцінка комерційного та інноваційного потенціалу НТІ

У даному розділі магістерської дисертації проведено оцінку комерційного та інноваційного потенціалу науково-технічного дослідження з розробки проекту модернізації автоматизованої системи управління колоною ректифікації на основі систем удосконаленого управління технологічним процесом (СУУТП).

6.1.1. Методи комерціалізації результатів науково-технічного дослідження

Одним з компонентів науково-технічного дослідження є його подальша комерціалізація.

У цьому проекті метою комерціалізації є отримання коштів на фінансування поточних науково-дослідних і дослідно-конструкторських робіт, і навіть формування постійного потоку коштів.

У цьому проекті найбільш підходящим методом комерціалізації буде продаж патентних ліцензій, тобто. передача права користування об'єктів інтелектуальної власності третім особам на ліцензійній основі, а саме розроблена автоматизована система управління. Цей метод був обраний з можливості отримання найбільшої економічної ефективності.

За продаж ліцензій виплачується винагорода (ліцензійні платежі), а саме:

- періодичні відрахування (роялті) від доходу покупця протягом усього періоду дії угоди, що дозволяють встановити пряму залежність розміру винагородивід економічного ефекту використання предмета ліцензії;
- одноразові платежі, встановлювані заздалегідь з урахуванням експертних оцінок. Ці платежі не пов'язані з фактичним використанням ліцензії.

Рівень роялті варіює в межах від 2 до 10%, але найчастіше зустрічаються ставки 3-5%. Одноразові платежі здійснюються у формі паушальних платежів, а також через передачу частини цінних паперів та в інших формах.

Паушальні платежі – це твердо зафіксована у ліцензійній угоді сума

винагороди, яка виплачується один раз і розмір якої не залежить від обсягу виробництва чи збуту ліцензійної продукції.

Виходячи з поточної стадії проекту, даний метод комерціалізації буде найбільш підходящим, т.к. він, з одного боку, дозволяє отримувати паушальні платежі, що дозволяють продовжувати наукові дослідження та розробки та покращувати вже існуючі алгоритми. З іншого боку, роялті дозволяють отримати приплив фінансових коштів, який надалі може дозволити відкрити власну організацію.

6.1.2. Потенційні споживачі результатів дослідження

Для аналізу споживачів результатів дослідження необхідно розглянути цільовий ринок та провести його сегментування.

Цільовий ринок – сегменти ринку, на якому продаватиметься у майбутньому розробка. У свою чергу сегмент ринку – це особливим чином виділена частина ринку, групи споживачів, які мають певні загальні ознаки.

Сегментування – це поділ покупців на однорідні групи, кожної з яких може знадобитися певний товар (послуга).

Оскільки наша система, що розробляється, буде призначена для комерційних організацій, виділимо основні однорідні групи компаній (таблиця 10).

Таблиця 10 - Сегментування компаній

		Спеціалізація компаній			
		Компанії-підрядники АСУ	Нафтогазові компанії	Компанії нафтохімічної промисловості	Проектні організації
Розмір компанії	Великі				
	Середні				
	Дрібні				

Аналізуючи таблицю, можна дійти висновку, що найбільш зацікавленими

та вигідними споживачами будуть великі компанії нафтохімічної та нафтогазової промисловості. Це зумовлено тим, що ефективність впровадження систем такого рівня приносять основні переваги саме за умов великих обсягів виробництва. Не виключає ефекту застосування систем СУУТП на невеликих виробничих об'єктах. Також до споживачів можна віднести дрібні та середні компанії з проектування та монтажу та обслуговування АСУ ТП на виробництвах. Для цих компаній використання цієї системи буде гарною підмогою для створення власної репутації від впровадження систем управління високотехнологічними виробництвами.

6.1.3. SWOT-аналіз

Для дослідження зовнішнього та внутрішнього середовища проекту, проведемо SWOT-аналіз, який складається з визначення сильних, слабких сторін проекту, його можливостей та загроз (таблиця 11).

Таблиця 11 – Матриця SWOT-аналізу

	Сильні сторони науково- дослідного проекту:	Слабкі сторони науково-дослідного проекту:
	C1. Економічний ефект від застосування C2. Відносно не високі витрати на впровадження C3. Відсутність необхідності тотальної модернізації процесу	Сл1 Складність тестування на реальному об'єкті Сл2. Відсутність фахівців з великим досвідом впровадження та експлуатації Сл3. Новизна технології, відсутність бази емпіричного досвіду

Можливості: В1. Широкий розвиток СУУТП В2. Поява нових, досконаліших технологій В3. Випуск спеціалістів у цій галузі, орієнтованих на вирішення інженерних, промислових завдань	Розвиток систем удосконаленого управління, а також поява нових технологій у рамках цього напрямку призведе до зниження вартості готового продукту для споживача та більш надійної та економічно вигідної експлуатації.	Тестування системи, що розробляється в реальних умовах, буде важко у зв'язку з необхідністю роботи з реально працюючою установкою, збір роботи якої спричинить серйозні фінансові втрати.
Загрози: У1. Низька готовність вітчизняних компаній до використання СУУТП У2. Виникнення систем автоматизованого управління з урахуванням систем штучного інтелекту У3. Незацікавленість у розробці	Труднощі у переході автоматизованого управління до СУУТП полягають у тому, що українські компанії на даний момент не є зацікавленими у розвитку систем автоматизованого управління до наступного порядку.	Тільки у разі високої обґрунтованості ефективності застосування СУУТП з'явиться можливість отримання фінансування від великих компаній з подальшим впровадженням СУУТП.

Отже, визначені в ході аналізу сильні і слабкі сторони системи, що розробляється, дають можливість визначити ті параметри, які є вигодоносними, їх потрібно розвивати і підтримувати на необхідному рівні, і параметри, поліпшення яких може оптимізувати процеси управління і звести до мінімуму можливі проблеми.

6.1.4. Аналіз конкурентних технічних рішень з позиції ресурсоефективності та ресурсозбереження

Аналіз конкурентних технічних рішень з позиції ресурсоефективності та ресурсозбереження дозволяє провести оцінку порівняльної ефективності наукової розробки та визначити напрями для її майбутнього підвищення.

Для порівняння та оцінки ресурсоефективності та ресурсозбереження були

виділені такі критерії:

1. Технічні критерії оцінки ресурсоефективності:
 - оптимальність системи автоматичного управління – критерій, що характеризує систему автоматичного управління з метою забезпечення оптимального значення будь-якого показника якості роботи системи;
 - швидкодія системи автоматичного управління – критерій, що характеризує швидкість досягнення заданого значення;
 - точність системи автоматичного управління – критерій, що визначає ступінь наближення реального керованого процесу до необхідного;
 - стійкість системи автоматичного управління – критерій, що характеризує здатність системи автоматичного управління нормально функціонувати та протистояти різним немінучим впливам;
 - надійність системи автоматичного управління – критерій, що характеризує здатність системи автоматичного управління зберігати протягом часу певні значення параметрів для реалізації покладених на неї функцій;
 - безпека системи автоматичного управління – критерій, що характеризує можливість виникнення надзвичайної ситуації під час обслуговування системи автоматичного управління;
 - Складність реалізації – критерій, визначальний складність застосування цього технічного рішення новий об'єкт.
2. Економічні критерії оцінки ресурсоефективності:
 - конкурентоспроможність;
 - рівень проникнення ринку;
 - ціна;
 - передбачуваний термін експлуатації;
 - умови проникнення ринку.

Проведемо даний аналіз за допомогою оцінної карти, представленої в таблиці 12. Як конкурентні розробки виділимо СУУТП компаній T-Soft (Санкт-

Петербург) і Yokogawa (Японія).

Таблиця 12 – Оцінювальна карта

Критерії оцінки	Вага	Бали			Конкурентоспроможність		
		Розроблювана АСУ ТП	T-Soft	Yokogawa	Розроблювана АСУ ТП	T-Soft	Yokogawa
1. Технічні критерії оцінки ресурсоефективності							
Оптимальність САУ	0,1	5	3	4	0,5	0,3	0,4
Швидкодія САУ	0,08	4	4	5	0,32	0,32	0,4
Точність САУ	0,08	4	4	4	0,32	0,32	0,32
Стійкість САУ	0,05	4	3	4	0,2	0,15	0,2
Надійність САУ	0,1	5	2	4	0,5	0,2	0,4
Безпека САУ	0,05	5	3	4	0,25	0,15	0,2
Простота реалізації	0,08	4	2	4	0,32	0,16	0,32
2. Економічні критерії оцінки ресурсоефективності							
Конкурентоспроможність	0,05	4	2	4	0,2	0,1	0,2
Рівень проникнення на ринок	0,05	3	2	3	0,15	0,1	0,15
Ціна	0,2	4	5	3	0,8	1	0,6
Передбачуваний термін експлуатації	0,1	5	5	5	0,5	0,5	0,5
Умови проникнення на ринок	0,06	4	2	4	0,24	0,12	0,24
Разом	1	51	37	48	4,3	3,42	3,93

Спираючись на отримані результати, можна дійти невтішного висновку, що розроблювана система вдосконаленого управління нині може стати серйозним конкурентом провідним виробникам, у своїй дана технологія однозначно перевершує класичні системи АСУ ТП як у технічному, і по економічному

критеріям.

6.1.5. FAST-аналіз

FAST-аналіз є функціонально-вартісним аналізом. Суть цього методу базується на тому, що витрати, пов'язані зі створенням та використанням будь-якого об'єкта, що виконує задані функції, складаються з необхідних для його виготовлення та експлуатації та додаткових, функціонально невиправданих, зайвих витрат, що виникають через запровадження непотрібних функцій, що не мають прямого відношення до призначення об'єкта, або пов'язані з недосконалістю конструкції, технологічних процесів, застосовуваних матеріалів, методів організації праці та ін.

У таблиці 13 наведено описи головної, основних та допоміжних функцій, що виконуються об'єктом.

Таблиця 13 - Класифікація функцій, що виконуються об'єктом дослідження

Найменування пристрої	Кількість деталей на вузол	Виконувана функція	Ранг функції		
			Головна	Основна	Допоможуть
Колонна деаерації	1	Виведення етанової фракції з нестійкого конденсату	X		
Колонна стабілізації	1	Фінальна стабілізація конденсату	X		
Прилади КВП	12	Контроль технологічних параметрів		X	
Система вентиляції	1	Вентиляція операторної УДСК			X

Система обігріву	1	Обігрів приміщення операторної УДСК			X
------------------	---	-------------------------------------	--	--	---

Далі необхідно визначити значущість виконуваних функцій об'єктом. У таблиці 14 наведено матрицю суміжності функцій.

Таблиця 14 - Матриця суміжності

	Функція 1	Функція 2	Функція 3	Функція 4	Функція 5
Функція 1	=	=	>	>	>
Функція 2	=	=	>	>	>
Функція 3	<	<	=	>	>
Функція 4	<	<	<	=	=
Функція 5	<	<	<	=	=

У таблиці 15 проведено перетворення матриці суміжності на матрицю кількісних співвідношень. Перетворення проводиться за принципом: 0,5 при ">"; 1,5 за «>»; 1 при "=".

Таблиця 15 - Матриця кількісних співвідношень функцій

	Функція 1	Функція 2	Функція 3	Функція 4	Функція 5	Разом
Функція 1	1	1	1,5	1,5	1,5	6,5
Функція 2	1	1	1,5	1,5	1,5	6,5
Функція 3	0,5	0,5	1	1,5	1,5	5
Функція 4	0,5	0,5	0,5	1	1	3,5
Функція 5	0,5	0,5	0,5	1	1	3,5

Проведемо визначення відносної значимості функцій шляхом поділу бала, отриманого за кожною функцією, на загальну суму балів за всіма функціями:

$$\text{функція 1} - 6,5/25 = 0,26;$$

$$\text{функція 2} - 6,5/25 = 0,26; \text{ функція}$$

$$3 - 5/25 = 0,2; \text{ функція 4} - 3,5/25 =$$

0,14; функція 5 - $3,5/25 = 0,14$.

Наступним етапом аналізу передбачено визначення вартості функцій, що виконуються об'єктом. У таблиці 16 наведено зразковий розрахунок вартості кожної функції.

Таблиця 16 - Визначення вартості функцій, що виконуються об'єктом дослідження

Найменування пристрої	Кількість деталей на вузол	Виконувана функція	Вартість деталі, тис.р.	Собівартість, тис.р.	Відн-а вартість
Колона деетанізації	1	Висновок етанової фракції з нестабільного конденсату	4500	4500	0,3996
Колона стабілізації	1	Фінальна стабілізація конденсату	4500	4500	0,3996
Прилади КВП	12	Контроль технологічних параметрів	80	960	0,0852
Система вентиляції	1	Вентиляція операторної УДСК	800	800	0,0710
Система обігріву	1	Обігрів приміщення операторної УДСК	500	500	0,0444

Побудуємо функціонально-вартісну діаграму об'єкта та проведемо її аналіз. На рис 38 наведено функціонально-вартісну діаграму.

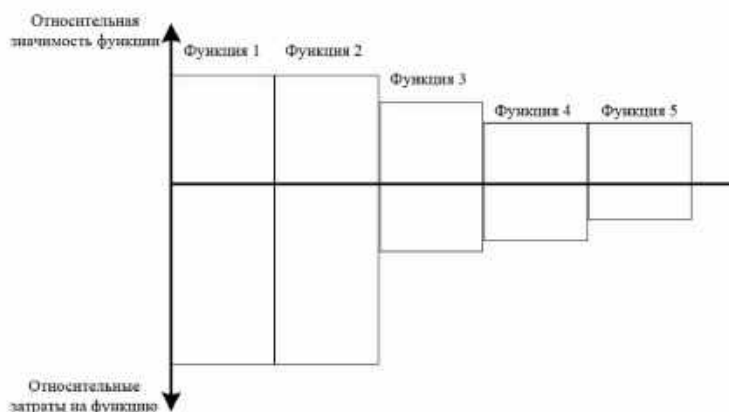


Рисунок 38 – Функціонально-вартісна діаграма

Побудована функціонально-вартісна діаграма має переки́с бік витрат для головної та основної функції, це пояснюється тим, що дане обладнання є найдорожчим і представленим у найбільшій кількості щодо інших.

6.2. Планування процесу управління НТІ: структура та графік проведення, бюджет, ризики та організація закупівель

6.2.1. Контрольні події проекту

В рамках даного розділу необхідно визначити ключові події проекту, визначити їх дати та результати, які мають бути отримані станом на ці дати. Ця інформація зведена до таблиці 17.

Таблиця 17 – Контрольні події проекту

/п	Контрольна подія	Дата	Результат (підтверджує документ)
	Підбір та вивчення матеріалів з теми	03.09.2023- 07.10.2023	Список вивченої літератури
	Проведення патентних досліджень	08.10.2023 21.10.2018	Список вивчених патентів
	Вибір напрямку дослідження	22.10.2023- 31.10.2023	Визначення, цілей і завдань дослідження, складання завдання
	Проведення теоретичних розрахунків та обґрунтувань	01.11.2023- 11.11.2023	Обґрунтування доцільності проведення дослідження
	Розробка концепції створення	12.11.2023-	Розроблені положення

	СУУТП	02.12.2018	концепції системи управління
	Розробка структурної схеми	03.12.2023- 16.12.2023	Розроблена структурна схема
	Моделювання розробленої системи за допомогою коштів обчислювальної техніки	17.12.2023- 20.01.2024	Отримані результати моделювання розробленою системи
	Тестування отриманих результатів у реальних умовах	21.01.2024- 03.03.2024	Отримані результати тестування
	Аналіз отриманих даних	04.03.2024- 31.03.2024	Отриманий аналіз результатів дослідження
0	Складання звіту виконаній роботі	01.04.2024- 28.04.2024	Звіт про виконану роботу

6.2.2. План проекту

Для виконання наукових досліджень формується робоча група, до складу якої можуть входити наукові співробітники та викладачі, інженери, техніки та лаборанти, чисельність груп може змінюватись. За кожним видом запланованих робіт встановлюється відповідна посада виконавців. Робоча група, що виконує наукові дослідження, складається із двох осіб: наукового керівника та безпосереднього виконавця – студента. План проекту надано у таблиці 18.

Таблиця 18 – План проекту

Основні етапи	№ етапу	Зміст робіт	Посада виконавця
Вибір напрямку дослідження	1	Підбір та вивчення матеріалів з темі	Керівник, студент
	2	Проведення патентних досліджень	Студент
	3	Вибір напрямку дослідження	Керівник, студент
Теоретичні і експериментальні дослідження	4	Проведення теоретичних розрахунків та обґрунтувань	Студент
	5	Розробка концепції створення СУУТП	Студент
Розробка технічної документації і практичні дослідження	6	Розробка структурної схеми	Студент
	7	Моделювання розробленою системи за допомогою коштів обчислювальної техніки	Студент
	8	Тестування отриманих результатів у реальних умовах	Студент
Оформлення результатів досліджень	9	Аналіз отриманих даних	Керівник, студент
	10	Складання звіту про виконану роботу	Студент

6.2.3. Визначення трудомісткості виконання робіт

Трудові витрати здебільшого утворюють основну частину вартості розробки, тому важливим моментом є визначення трудомісткості робіт кожного з учасників наукового дослідження. Трудомісткість виконання

наукового дослідження оцінюється експертним шляхом у людино-днях і має імовірнісний характер, т.к. залежить від безлічі факторів, що важко враховувати. Для визначення очікуваного значення трудомісткості $t_{ожи}$ використовується така формула:

$$t_{ожи} = \frac{3t_{min\ i} + 2t_{max\ i}}{5}, \quad (38)$$

де $t_{ожи}$ - очікувана трудомісткість виконання i -ої роботи чол.-дн.;

$t_{min\ i}$ – мінімально можлива трудомісткість виконання заданої i -ої роботи (оптимістична оцінка: у припущенні найбільш сприятливого збігу обставин), чол.-дн.;

$t_{max\ i}$ - максимально можлива трудомісткість виконання заданої i -ої роботи (песимістична оцінка: у припущенні найбільш несприятливого збігу обставин), чол.-дн.

Виходячи з очікуваної трудомісткості робіт, визначається тривалість кожної роботи в робочих днях T_{pi} , яка враховує паралельність виконання робіт кількома виконавцями:

$$T_{pi} = \frac{t_{ожи\ i}}{\chi_i}, \quad (39)$$

де T_{pi} – тривалість однієї роботи, роб. дн.;

$t_{ожи\ i}$ – очікувана трудомісткість виконання однієї роботи, чол.-дн.;

χ_i - чисельність виконавців, що виконують одночасно одну і ту ж роботу на даному етапі, чол.

6.2.4. Розробка графіка проведення наукового дослідження

Для зручності побудови графіка тривалість кожного з етапів робіт з робочих днів слід перевести в календарні дні. Для цього необхідно скористатися такою формулою:

$$T_{ki} = T_{pi} \cdot k_{кал}, \quad (40)$$

)

де T_{ki} – тривалість виконання i -ї роботи у календарних днях;

T_{pi} – тривалість виконання i -ї роботи у робочих днях;

$k_{\text{кал}}$ – коефіцієнт календарності.

Коефіцієнт календарності визначається за такою формулою:

$$k_{\text{кал}} = \frac{T_{\text{кал}}}{T_{\text{вих}} - T_{\text{пр}}} , \quad (41)$$

де $T_{\text{кал}}$ – кількість календарних днів на рік;

$T_{\text{вих}}$ – кількість вихідних днів на рік;

$T_{\text{пр}}$ – кількість святкових днів на рік.

2019 року 365 днів; з них 118 вихідних та святкових днів.

Коефіцієнт календарності розрахуємо так:

$$k_{\text{кал}} = \frac{365}{365 - 118} = 1,48 ,$$

Розраховані значення в календарних днях поки що роботі необхідно округлити до цілого. Результати розрахунків зведемо до таблиці 19.

Таблиця 19 - Графік проведення наукового дослідження

Назва роботи	Трудомісткість робіт						Виконавці	Тривалість робіт у робочих днях T_{pi}		Тривалість робіт у робочих днях T_{ki}	
	$t_{min, \text{чол-дні}}$		$t_{max, \text{чол-дні}}$		$t_{ожі, \text{чол-дні}}$			НР	З	НР	З
	НР	З	НР	З	НР	З					
	НР	З	НР	З	НР	З	НР – науковий керівник; С - студент	НР	З	НР	З
1. Підбір та вивчення матеріалів на тему	30	30	35	35	32	32	НР, С	16	16	24	24
2. Проведення патентних досліджень	-	10	-	14	-	12	З	-	12	-	17
3. Вибір напряму	7	7	10	10	8,2	8,2	НР, С	4,1	4,1	6	6
4. Проведення теоретичних розрахунків та обґрунтувань	-	7	-	11	-	8,6	З	-	8,6	-	13
5. Розробка концепції створення системи вдосконаленого управління	-	15	-	21	-	17	З	-	17	-	26

	Трудомісткість робіт			Виконавці	Тривалість робіт у робочих	Тривалість робіт у робочих
	$t_{min, \text{чол-дні}}$	$t_{max, \text{чол-дні}}$	$t_{ожі, \text{чол-дні}}$			

Назва роботи							НР – науковий керівник; С – студент	днях Трі		днях Ткі	
	НР	З	НР	З	НР	З		НР	З	НР	З
6. Розробка структурної схеми	-	10	-	14	-	12	3	-	12	-	17
7. Моделювання розробленої системи за допомогою засобів обчислювальної техніки	-	27	-	35	-	30	3	-	30	-	45
8. Тестування отриманих результатів у	-	36	-	42	-	38	3	-	38	-	57
9. Аналіз отриманих	21	21	28	28	24	24	НР, С	17	17	25	25
10. Складання звіту з виконаної роботи	-	25	-	28	-	26	3	-	26	-	39
Разом								38	181	55	269

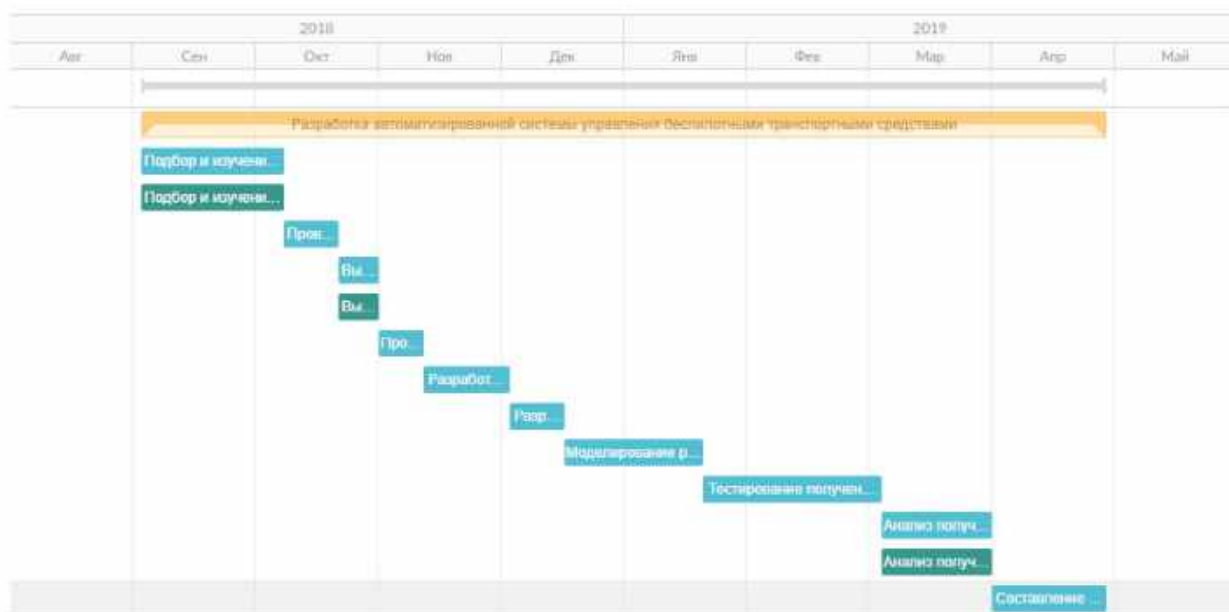


Рисунок 39 – Діаграма Ганта

Таким чином, отримали діаграму Ганта, яка наочно показує розподіл часу студента та керівника під час виконання проекту.

6.3. Розробка статуту науково-технічного проекту

6.3.1. Сировина, матеріали, покупні вироби та напівфабрикати

До цієї статті включаються витрати на придбання всіх видів матеріалів, комплектуючих виробів та напівфабрикатів, необхідних для виконання робіт на цю тему. Кількість потрібних матеріальних цінностей визначається за нормами витрати.

Ця стаття включає вартість всіх матеріалів, що використовуються для розробки проекту. У нашому випадку ми враховуватимемо лише витрати на електроенергію, витрачену в ході виконання проекту на роботу використовуваного обладнання, що розраховуються за формулою:

$$C_{\text{ел}} = P_{\text{об}} \cdot t_{\text{об}} \cdot C_{\text{е}}, \quad (42)$$

де $P_{\text{об}}$ – потужність, що споживається обладнанням, кВт;

$C_{\text{е}}$ – тариф на 1 кВт·год;

$t_{\text{об}}$ – час роботи обладнання, годину.

Для ТПУ $C_{\text{е}} = 5,257$ грн./кВт·год (з ПДВ). Час роботи устаткування обчислюється з урахуванням підсумкових даних таблиці 2 для інженера (ТРД) з розрахунку, що тривалість робочого дня дорівнює 8 годин.

$$t_{\text{об}} = T_{\text{рД}} \cdot K_t, \quad (43)$$

де K_t – коефіцієнт використання обладнання за часом, що дорівнює відношенню часу його роботи в процесі виконання проекту до $T_{\text{рД}}$, визначається виконавцем самостійно.

У ряді випадків можливе визначення $t_{\text{об}}$ шляхом прямого обліку, особливо при обмеженому використанні відповідного обладнання. Потужність, що споживається обладнанням, визначається за такою формулою:

$$P_{\text{про}} = P_{\text{ном}} \cdot K_z, \quad (44)$$

де $P_{\text{ном}}$ – номінальна потужність обладнання, кВт;

$K_3 \leq 1$ – коефіцієнт завантаження, що залежить від середньої ступеня використання номінальної потужності

Для технологічного обладнання малої потужності = 1.

Приклад розрахунку витрати на електроенергію для технологічних цілей наведено у таблиці 20.

Таблиця 20 - Розрахунок витрат на сировину, матеріали, покупні вироби та напівфабрикати

Найменування	Час роботи обладнання, $t_{об}$, година	Потужність, $P_{об}$, кВт	Витрати на електроенергію, $C_{ел}$, грн
Електроенергія	1488	0,4	3128,97
Разом:			3128,97

6.3.2. Спеціальне обладнання для наукових праць

Ця стаття включає всі витрати, пов'язані з придбанням спеціального обладнання, необхідного для проведення робіт. Для виконання робіт на цю тематику необхідний персональний комп'ютер та встановлене на ньому ліцензійне програмне забезпечення Matlab. Зведемо вартість спеціального обладнання таблицю 21.

Таблиця 21 – Спеціальне обладнання для наукових праць

№ п/п	Найменування обладнання	Кількість одиниць обладнання	Ціна одиниці обладнання, грн.	Загальна вартість обладнання, грн.
1	Персональний комп'ютер (ПК)	1	39500	39500
2	Доставка ПК в лабораторії його подальше налаштування	1	5925	5925
3	Ліцензія ПЗ Matlab	1	43800	43800
Разом:				89225

6.3.3. Основна та додаткова зарплата науково-виробничого персоналу

У цю статтю включається основна заробітна плата наукових та інженерно-технічних працівників, робочих макетних майстерень та дослідних виробництв, які безпосередньо беруть участь у виконанні робіт з даної теми. Величина витрат по заробітній платі визначається виходячи з трудомісткості виконуваних робіт та діючої системи окладів і тарифних ставок. Стаття включає основну заробітну плату працівників, безпосередньо зайнятих виконанням НТІ, (включаючи премії, доплати) та додаткову заробітну плату:

$$Z_{\text{зп}} = Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}}, \quad (45)$$

де $Z_{\text{осн}}$ – основна весті;

$Z_{\text{доп}}$ - додаткова заробітна плата (12-20% від $Z_{\text{осн}}$).

Основна заробітна плата ($Z_{\text{осн}}$) керівника (лаборанта, інженера) від підприємства (за наявності керівника від підприємства) розраховується за такою формулою:

$$Z_{\text{осн}} = Z_{\text{дн}} \cdot T_p, \quad (46)$$

де $Z_{\text{осн}}$ - основна заробітна плата одного працівника;

T_p – тривалість робіт, що виконуються науково-технічним працівником, роб. дн.;

$Z_{\text{дн}}$ - середньоденна заробітна плата працівника, грн.

Середньоденна заробітна плата розраховується за такою формулою:

$$Z_{\text{дн}} = \frac{Z_{\text{м}} \cdot M}{F_{\text{д}}}, \quad (47)$$

де $Z_{\text{м}}$ - місячний посадовий оклад працівника, грн.;

M – кількість місяців роботи без відпустки протягом року:

при відпустці 24 роб. дня $M = 11,2$ місяці, 5-денний тиждень; при відпустці 48 роб. днів $M = 104$ місяця, 6-денний тиждень;

$F_{\text{д}}$ – дійсний річний фонд робочого дня науково-технічного

персоналу, раб. дн. (Таблиця 22)

Таблиця 22 - Баланс робочого часу

Показники робочого часу	Керівник	Студент
Календарне число днів	365	365
Кількість неробочих днів	120	120
- вихідні дні		
- святкові дні		
Втрати робочого часу	50	70
- відпустка		
- невиходи через хворобу		
Справжній річний фонд робітника часу	195	175

Місячний посадовий оклад працівника розраховується за такою формулою:

$$З_M = З_{\text{транспорт}} \cdot k_p, \quad (48)$$

де $З_{ТС}$ - заробітна плата за тарифною ставкою, грн.;

k_p - районний коефіцієнт, що дорівнює 1,3 (для Харкова).

Розрахунок основної заробітної плати представлений у таблиці 23.

Таблиця 23 - Основна заробітна плата виконавців теми

Виконавці	$З_{\text{транспорт}}$, грн.	k_p	$З_m$, грн.	$З_{\text{дн}}$, грн.	$T_{\text{р.роб. дн.}}$	$З_{\text{осн.грн.}}$
Керівник	27484	1,3	57166,72	3233	15	48495
Студент	1692	1,3	2200	131	196	25676

Витрати по додатковій заробітній платі виконавців теми враховують величину передбачених Трудовим кодексом РФ доплат за відхилення від нормальних умов праці, а також виплат, пов'язаних із забезпеченням гарантій та компенсацій (при виконанні державних та громадських обов'язків, при суміщенні роботи з навчанням, при наданні щорічної оплачуваної відпустки і т.д.). Розрахунок додаткової заробітної плати ведеться за такою формулою:

$$З_{\text{доп}} = k_{\text{доп}} \cdot З_{\text{осн}}, \quad (49)$$

де $k_{доп}$ -Коефіцієнт додаткової заробітної плати (на стадії проектування приймається рівним 0,12).

Дані наведено у таблиці 24.

Таблиця 24 - Додаткова заробітна плата виконавців теми

Виконавці	Основна зарплата (грн.)	Коефіцієнт додаткової заробітної плати ($k_{доп}$)	Додаткова зарплата (грн.)
Керівник	48495	0,12	5819,5
Студент	25676	0,12	3081,12
Разом:			8900,62

6.3.4. Відрахування у позабюджетні

У цій статті витрат відображаються обов'язкові відрахування за встановленими законодавством нормами органів державного соціального страхування, пенсійного фонду (ПФ) та медичного страхування від витрат на оплату праці працівників.

Величина відрахувань до позабюджетних фондів визначається виходячи з наступної формули:

$$З_{позаб} = k_{внеб} \cdot (З_{осн} + З_{доп}), \quad (50)$$

де $k_{позаб}$ - Коефіцієнт відрахувань на сплату до позабюджетних фондів (пенсійний фонд, фонд обов'язкового медичного страхування та ін.).

Результати розрахунків представлені в таблиці (таблиця 25).

Таблиця 25 - Відрахування до позабюджетних фондів

Виконавець	Основна вести, грн.	Додаткова вести, грн.
Керівник проекту	48495	5819,5
Студент	25676	3081,12
Коефіцієнт відрахувань у позабюджетні фонди	30%	
Разом		
Керівник	16294,35	

Студент	8627,136
---------	----------

6.3.5. Накладні витрати

Накладні витрати враховують інші витрати організації, які не потрапили до попередніх витрат: друк та ксерокопіювання матеріалів дослідження, оплата послуг зв'язку, електроенергії, поштові та телеграфні витрати, розмноження матеріалів тощо. У розрахунках ці витрати приймаються у розмірі 70 - 90% від суми основної заробітної плати науково-виробничого персоналу цієї науково-технічної організації.

Накладні витрати складають 80-100% від суми основної та додаткової заробітної плати, працівників, які безпосередньо беруть участь у виконання теми.

Розрахунок накладних витрат ведеться за такою формулою:

$$Z_{\text{накл}} = k_{\text{нр}} \cdot (Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}}),$$

51)

де $k_{\text{нр}}$ - Коефіцієнт накладних витрат.

$$Z_{\text{накл}} = 0,4 \cdot (74171 + 8900,62) = 33228,64 \text{ грн.}$$

Дані щодо накладних витрат зазначені у таблиці 26.

Таблиця 26 - Накладні витрати

Витрати за статтями							
	Сировина, матеріали, покупні вироби та напівфабрикати, грн.	Спеціальне обладнання для наукових робіт, грн.	Основна заробітна плата, грн.	Додаткова заробітна плата, грн.	Накладне витрати, грн.	Відрахування на соціальні потреби, грн.	Разом планова собівартість, грн.
	3128,97	89225	74171	8900,62	33228,64	24921,48	233575,71
	3128,97	96225	74171	8900,62	33228,64	24921,48	240575,71

6.5. Визначення ресурсної, фінансової, економічної ефективності

6.5.1. Оцінка порівняльної ефективності дослідження

Визначення ефективності відбувається з урахуванням розрахунку інтегрального показника ефективності наукового дослідження. Його знаходження пов'язане з визначенням двох середньозважених величин: фінансової ефективності та ресурсоефективності. Інтегральний показник фінансової ефективності наукового дослідження одержують під час оцінки бюджету витрат трьох (чи більше) варіантів виконання наукового дослідження. Для цього найбільший інтегральний показник реалізації технічної задачі приймається за основу розрахунку (як знаменник), з яким співвідноситься фінансові значення за всіма варіантами виконання. Інтегральний фінансовий показник розробки визначається як:

$$I_{\text{фін}}^i = \frac{\Phi_{pi}}{\Phi_{\text{max}}}, \quad (52)$$

де $I_{\text{фін}}^i$ – інтегральний фінансовий показник розробки;

Φ_{pi} - вартість i -го варіанту виконання;

Φ_{max} – максимальна вартість виконання науково-дослідного проекту (в т.ч. аналоги).

$$I_{\text{фін}} = \frac{233575,71}{250000} = 0,9343$$

$$I_{\text{фин}} = 250000 \frac{230000}{240575,71} = 0,92$$

$$I_{\text{фин}} = \frac{240575,71}{250000} = 0,9623$$

Інтегральний показник ресурсоефективності варіантів виконання об'єкта дослідження можна визначити так:

$$I_{pi} \sum_{i=1}^n a_i b_i = \quad (53)$$

де I_{pi} – інтегральний фінансовий показник розробки;

a_i - ваговий коефіцієнт i -го варіанту виконання розробки;

b_i - бальна оцінка i -го варіанта виконання розробки.

Порівняльна оцінка показників проекту представлена у таблиці 27.

Таблиця 27 – Порівняльна оцінка показників

Критерії	Ваговий коефіцієнт	Проект	Аналог1	Аналог2
Матеріаломісткість	0,05	4	5	3
Надійність	0,3	5	4	5
Продуктивність	0,2	4	3	3
Зручність в експлуатації	0,05	4	5	3
Енергозбереження	0,1	5	3	4
Безпека	0,3	5	4	5
Разом	1	4,7	3,8	4,3

Інтегральний показник ефективності варіантів виконання розробки (I_p) та аналога (I_{ai}) визначається на підставі інтегрального показника ресурсоефективності та інтегрального фінансового показника за формулами:

$$I_{\text{финр}}^p = \frac{I_m^p}{I_{\text{финр}}^p}, \quad I_{\text{финаі}}^{ai} = \frac{I_m^{ai}}{I_{\text{финаі}}^{ai}} \quad (54)$$

Усі необхідні параметри для оцінки ресурсоефективності зведені та розраховані у таблиці 28.

Таблиця 28 - Порівняльна таблиця показників ефективності

	Показники	Розробка	Аналог 1	Аналог 2
	Інтегральний фінансовий показник розробки	0,9343	0,92	0,9623
	Інтегральний показник ресурсоефективності розробки	4,7	3,8	4,3
	Інтегральний показник ефективності	5,03	4,13	4,47
	Порівняльна ефективність варіантів виконання	1	0,834	0,863

Таким чином, ґрунтуючись на визначенні ресурсозберігаючої, фінансової, бюджетної, соціальної та економічної ефективності дослідження, провівши необхідний порівняльний аналіз, можна зробити висновок про перевагу розробки над аналогами, насамперед через те, що технологія, що застосовується у аналогів, є застарілою та працює над оптимальних режимах роботи, попри доведену працездатність. Аналог 2 має незначну перевагу над аналогом 1 через використання більш сучасного обладнання, проте модернізація тільки технічної частини без модернізації принципів управління приносить не таких високих результатів.

6.5.2. Оцінка абсолютної ефективності дослідження

В основі проектного підходу до інвестиційної діяльності підприємства лежить принцип грошових потоків. Особливістю є його прогностичний та довгостроковий характер, тому у застосовуваному підході до аналізу враховуються фактор часу та фактор ризику. Для оцінки загальної економічної

ефективності інновацій як основні показники

рекомендуються вважати:

чиста поточна вартість (NPV);

термін окупності (D_{PP});

внутрішня ставка доходності (IRR);

індекс прибутковості (PI).

6.5.2.1. Розрахунок чистої поточної вартості

Чиста поточна вартість є абсолютним показником. Умовою економічності інвестиційного проекту за цим показником є виконання наступної нерівності: $NPV > 0$.

Чим більше NPV , тим більший вплив інвестиційного проекту на економічний потенціал підприємства, що реалізує цей проект, та на економічну цінність цього підприємства.

Таким чином, інвестиційний проект вважається вигідним, якщо NPV є позитивною величиною. Розрахунок поточної вартості за проектом показаний у таблиці 29.

Таблиця 29 - Розрахунок чистої поточної вартості за проектом в цілому

№	Найменування показників	Крок розрахунку				
		0	1	2	3	4
1.	Виторг від реалізації, тис.грн.	0,000	138,214	138,214	138,214	138,214
2.	Разом приплив, тис. грн.	0,000	138,214	138,214	138,214	138,214
3.	Інвестиційні витрати, тис.грн.	-225,8	0,000	0,000	0,000	0,000
4.	Операційні витрати, тис.грн. З+Ам+ФОП	0,000	26,814	26,814	26,814	26,814
5.	Оподатковуваний прибуток (1-4)	0,000	111,4	111,4	111,4	111,4
6.	Податки, тис. грн донал.приб*20%	0,000	22,28	22,28	22,28	22,28
7.	Разом відтік, тис. грн. Опер.затр.+податки	-225,8	49,094	49,094	49,094	49,094

8.	Чистий прибуток, тис.грн (5-7)	-225,8	62,306	62,306	62,306	62,306
9.	Амортизація, тис.грн	0,000	-0,500	-0,500	-0,500	-0,500
10.	Чистий грошовий потік, тис. грн. ЧДП = Пчист + Ам	-225,8	61,806	61,806	61,806	61,806
1.	Коефіцієнт дисконтування (наведення при $i=20\%$)	1	0,985	0,970	0,955	0,941
2.	Дисконтований чистий грошовий потік, тис. грн. (C10 * C11)	-225,8	60,879	59,952	59,025	58,159
3.	Те саме наростаючим результатом, тис.грн. (NPV= 12,215 тис.грн.)	-225,8	-164,921	-104,969	-45,945	12,215

Таким чином, чиста поточна вартість за проектом загалом становить 12,215 тис. рублів, що дозволяє говорити про його ефективність.

6.5.2.2. Дисконтований термін окупності

Як зазначалося раніше, одним із недоліків показника простого терміну окупності є ігнорування у процесі його розрахунку різної цінності грошей у часі.

Цей недолік усувається шляхом визначення дисконтованого терміну окупності.

Розраховується цей показник приблизно за тією ж методикою, що й простий термін окупності, з тією різницею, що останній не враховує фактор часу.

Найбільш прийнятним методом встановлення дисконтованого терміну окупності є розрахунок кумулятивного (наростаючим підсумком) грошового потоку (таблиця 30).

Таблиця 30 - Дисконтований термін окупності

	Найменування показника	Крок розрахунку				
		0	1	2	3	4

Дисконтований чистий грошовий потік ($i=0,20$)	-225,8	60,879	59,952	59,025	58,159
Те ж наростаючим підсумком	-225,8	-164,921	-104,969	-45,945	12,215
Дисконтований термін окупності	РРдськ =3 +45,945/58,159 = 3,79 місяця				

6.5.2.3. Внутрішня ставка доходності (IRR)

Для встановлення показника чистої поточної вартості (NPV) необхідно мати інформацію про ставку дисконтування, визначення якої є проблемою, оскільки залежить від оцінки експертів. Тому, щоб зменшити суб'єктивізм в оцінці ефективності інвестицій на практиці широкого поширення набув метод, заснований на розрахунку внутрішньої ставки прибутковості (IRR).

Між чистою поточною вартістю (NPV) та ставкою дисконтування (i) існує зворотна залежність. Ця залежність впливає з таблиці 31 та графіка, представленого на рис 40.

Таблиця 31 - Залежність NPV від ставки дисконтування

Найменування показника	0	1	2	3	4	
Чисті грошові потоки	-225,8	61,806	61,806	61,806	61,806	
Коефіцієнт дисконтування						
$i=0,1$	1	0,992	0,984	0,976	0,969	
$i=0,2$	1	0,985	0,97	0,955	0,941	
$i=0,3$	1	0,978	0,957	0,937	0,916	
$i=0,4$	1	0,972	0,945	0,919	0,894	
$i=0,5$	1	0,967	0,935	0,904	0,874	
$i=0,6$	1	0,962	0,925	0,889	0,855	
$i=0,7$	1	0,957	0,915	0,876	0,838	
$i=0,8$	1	0,952	0,907	0,863	0,822	
$i=0,9$	1	0,948	0,899	0,852	0,807	
$i=1$	1	0,944	0,891	0,841	0,794	
Дисконтований грошовий потік, тис. грн						NVP
$i=0,1$	-225,8	61,3116	60,8171	60,3227	59,89	16,5413
$i=0,2$	-225,8	60,8789	59,9518	59,0247	58,1594	12,2149

	$i=0,3$	-225,8	60,4463	59,1483	57,9122	56,6143	8,32113
--	---------	--------	---------	---------	---------	---------	---------

Продовження таблиці 31

Найменування показника	0	1	2	3	4	
Дисконтований грошовий потік, тис. грн						NVP
$i=0,4$	-225,8	60,0754	58,4067	56,7997	55,2546	4,73638
$i=0,5$	-225,8	59,7664	57,7886	55,8726	54,0184	1,64608
$i=0,6$	-225,8	59,4574	57,1706	54,9455	52,8441	-1,3824
$i=0,7$	-225,8	59,1483	56,5525	54,1421	51,7934	-4,1637
$i=0,8$	-225,8	58,8393	56,058	53,3386	50,8045	-6,7595
$i=0,9$	-225,8	58,5921	55,5636	52,6587	49,8774	-9,1082
$i=1$	-225,8	58,3449	55,0691	51,9788	49,074	-11,333

Графік залежності NPV від

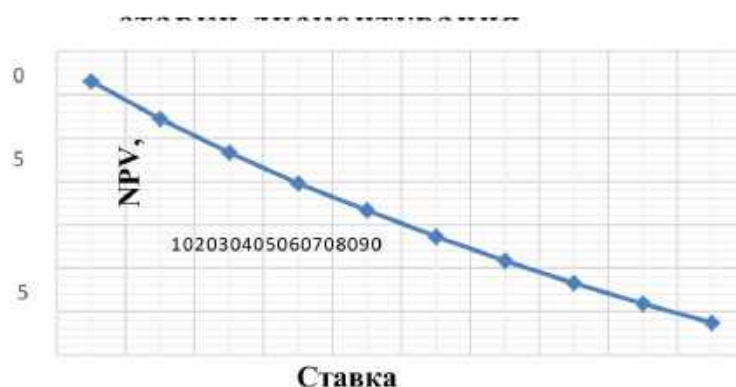


Рисунок 40 – Залежність NPV від ставки дисконтування.

З таблиці та графіка випливає, що зі зростанням ставки дисконтування чиста поточна вартість зменшується, стаючи негативною. Значення ставки, за якої NPV перетворюється на нуль, носить назву «внутрішньої ставки прибутковості» або «внутрішньої норми прибутку». З графіка отримуємо, що IRR становить 55%.

6.5.2.4. Індекс прибутковості (рентабельності) інвестицій

Індекс прибутковості показує, скільки доводиться дисконтованих фінансових надходжень на карбованець інвестицій.

Розрахунок цього показника здійснюється за формулою:

$$PI = \sum_{t=1}^n \frac{Ч}{\frac{ПД_t}{I_0} (1 - i)^t} \quad / \quad (54)$$

де I_0 – початкові інвестиції.

$$PI = \frac{62,918 + 61,969 + 61,035 + 60,115}{225,8} = 1,089$$

$PI=1,089>1$, отже, проект ефективний при $i=0,2$;

Соціальна ефективність наукового проекту враховує соціально-економічні наслідки здійснення наукового проекту для суспільства в цілому або окремих категорій населення, у тому числі як безпосередні результати проекту, так і «зовнішні» результати у суміжних секторах економіки: соціальні, екологічні та інші позаекономічні ефекти (таблиця 32).

Таблиця 32 – Критерії соціальної ефективності

ДО	ПІСЛЯ
Робота системи автоматизованого керування не в оптимальному режимі	СУУТП виводить процес в оптимальний режим, тим самим підвищуючи продуктивність роботи установки і збільшуючи економічну ефективність для підприємства
Забруднення навколишнього середовища	Застосовуючи системи удосконаленого управління знижуються кількості шкідливих викидів від установок, зважаючи на роботу в оптимальному режимі

6.6. Висновки за розділом 6

Таким чином, на підставі всіх розрахунків можна зробити висновок про те, що проект є рентабельним і ефективним для інвестицій в першу чергу тому що обслуговування інвестицій не вимагає великих капіталовкладень, так як система, що розробляється, є автономною і вимагає точного налаштування, отже, і фінансові вкладення тільки на початковому етапі свого функціонування. Усі показники фінансової та економічної ефективності, такі як чиста поточна вартість (NPV), термін окупності (*DPP*), внутрішня ставка доходності (IRR), індекс доходності (PI), розраховані під час роботи з розділу підтверджують сказане вище твердження.

Висновки

В результаті виконання роботи було досягнуто мети магістерської дисертації, було розроблено та досліджено систему вдосконаленого управління ректифікаційною колоною. Були виконані поставлені завдання:

- вивчення основ процесів, що протікають при ректифікації багатокомпонентної суміші;
- створення моделі системи управління ректифікаційною колоною на УДСК;
- застосування удосконаленої APC-стратегії управління в створеній системі;
- застосування класичної стратегії ПД-управління у створеній системі;
- проведення аналізу ефективності APC-управління та підбиття підсумків.

В рамках виконання роботи для складного об'єкта (МІМО-об'єкта) був застосований МРС-регулятор, який використовувався в умовах обмежень на сигнали керування. На підставі оцінки прямих та інтегральних показників якості управління було доведено, що МРС-регулятор, застосований у розробленій моделі системи управління та працюючий в умовах обмежень на керуючі сигнали, дозволяє досягти зниження енергетичних витрат на управління, дозволяє досягти збільшення швидкодії. МРС-регулювання дозволяє досягти скорочення енергетичних витрат при зміні режиму роботи, при цьому перехід системи на новий режим роботи здійснюється швидше. Зниження енерговитрат дозволяє підвищити енергетичну економічність роботи розглянутої системи керування колоною ректифікації.

Отримані результати доводять, що вдосконалене управління дає змогу підвищити якість управління, знизити втрати при зміні режиму роботи системи, а також знизити економічні витрати шляхом економії енергетичних ресурсів.

Література

1. Бучма І.М. Мікропроцесорні пристрої Навчальний посібник. Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2005. – 236 с.
2. Sushabhan Choudhury. ZigBee and Bluetooth Network based Sensory Data Acquisition System [Електронний ресурс] / Sushabhan Choudhury, Piyush Kuchhal, Rajesh Singh. – doi.org/10.1016/j.procs.2015.04.195 – P. 367-372.
3. Kyung Sup Kwak. An Overview of IEEE 802.15.6 Standard" [Electronic resource] / Kyung Sup Kwak, Sana Ullah, Niamat Ullah // 2010 3rd International Symposium on Applied Sciences in Biomedical and Communication Technologies (ISABEL 2010), 7-10 Nov., 2010. – Rome, Italy. – DOI: 10.1109/ISABEL.2010.5702867.
4. Sushabhan Choudhury. ZigBee and Bluetooth Network based Sensory Data Acquisition System [Електронний ресурс] / Sushabhan Choudhury, Piyush Kuchhal, Rajesh Singh. – doi.org/10.1016/j.procs.2015.04.195 –P. 367-372.
5. IEEE 802.11 ad: directional 60 GHz communication for multi-Gigabit-per-second Wi-Fi / Nitsche, T., Cordeiro, C., Flores, A. B., Knightly, E. W., Perahia, E., & Widmer, J. C. // IEEE Communications Magazine. – 2014. – 52 (12). – Pp. 132-141.
6. IEEE 802.11 ad: A standard for TV white space spectrum sharing / Flores, A. B., Guerra, R. E., Knightly, E. W., Ecclesine, P., & Pandey, S. // IEEE Communications Magazine. – 2013. – 51 (10). – Pp. 92-100.
7. Галай В.М. Теорія оптимальних систем автоматичного керування технологічними процесами: монографія/ В.М.Галай, К.Х.Зеленський, А.М. Сільвестров. – Полтава: ПНТУ, 2009. – 153 с.
8. Жлуктенко В. І. Економетрія/В. І. Жлуктенко, Н.К. Водзянова, С. С. Савіна, О. В. Колодінська (під ред. С. І. Наконечного). – Київ: Видавництво Європейського університету, 2005. – 550 с.
9. Зеленський К. Х. Комп'ютерні методи прикладної математики / К. Х. Зеленський, В. М. Ігнатенко, О. П. Коц. — Київ: Академперіодика, 2002. – 480 с.
10. Івахненко О. Г. Довгострокове прогнозування та керування скланими системами/О.Г. Івахненко. – Київ: Техніка, 1975. –250 с.
11. Нестеренко О.В., Ковтунець О.В., Фаловський О.О. Інтелектуальні системи і технології. Ввідний курс/ О.В.Нестеренко, О.В. Ковтунець, О.О. Фаловський. – Київ:Національна академія управління, 2017. – 90 с.
12. Островерхов М.Я. Методи дослідження електротехнічних комплексів і систем/М.Я. Островерхов, А.М. Сільвестров, К.Х. Зеленський/К.: ТАЛКОМ, 2019. - 300 с.
13. Самсонов В. В., Тачиніна О.М. Методологія наукових досліджень та приклади її використання/Київ, НУХТ, 2022. – 385 с.

14. Сільвестров А. М. Багатократно адаптивні системи ідентифікації / А. М. Сільвестров, О. М. Паченко. – К. : Техніка, 1983. – 110 с.
15. Антонюк В. С. Методологія наукових досліджень: Навч. посіб./В.С.Антонюк, Л. Г. Полонський, В. І. Аверченков, Ю. А. Малахов. – Київ: НТУУ „КПІ”, 2015. – 274 с.
16. Бідюк П.І. Методи прогнозування/П. Бідюк,О. Меньяйленко, О.Половцев. – Т 2. – Луганськ : Альма-матер, 2008. – 305 с.
17. Важинський С.Е., Щербак Т.І. Методика та організація наукових досліджень: Навч. посіб. /С. Е. Важинський, Т. І. Щербак. – Суми: СумДПУ імені А. С. Макаренка, 2016. –260 с.
18. Нова енергетична стратегія України до 2035 року: «Безпека, енергоефективність, конкурентоспроможність». URL: <http://mpe.kmu.gov.ua/minugol/doccatalog/document?id=244996332>
19. Дубовський С.В. Техніко-економічні оцінки перспективних природоохоронних технологій теплової енергетики України / С.В. Дубовський, В.С. Коберник // Проблеми загальної енергетики. –2013. – № 2(33). –С. 49-56.
20. Залознова Ю.С. Економічні та соціальні проблеми розвитку промисловості: монографія / Ю.С. Залознова; НАН України, Інститут економіки промисловості. –Київ, 2017. –288 с.
21. Іщук С.І., Гладкий О.В. Техніко-економічні основи промислового виробництва: навч. посібник. – К.: Академія, 2011. – 296 с.
22. Артюх С.Ф. Автоматизовані системи керування технологічними процесами в енергетиці / С.Ф.Артюх, М.А.Дуель, І.Г.Шелепов. –Харків, "Знання", – 2001 р., –416 с.
23. Дуель М.О. Автоматизовані системи управління технологічними процесами енергоблоків теплових електростанцій (розробка, дослідження, впровадження): автореферат дисертації на здобуття наукового ступеня д-ра техн. наук: спец. 05.13.07 / М.О. Дуель. –Харків, 1998. –36 с.
24. Савицький В. Технічні засоби автоматизації. - Львівська політехніка, 2018, -292с.
25. Ельперін І.В. Автоматизація виробничих процесів. -Ліра-К, 2017, -378с.
26. Ладанюк А. П.- Сучасні технології конструювання систем автоматизації складних об'єктів (мережеві структури, адаптація, діагностика та прогнозування). Ліра-К, 2016, -312с.
27. Автоматизація технологічних процесів. Синеглазов В.М., Сергеев І. Ю. -Київ, 2015, -444с.
28. Автоматизація виробничих процесів. Підручник. Ельперін І.В., Пупена О.М., Сідлецький В.М. -Ліра К, 2017, -378с.

29. Основи автоматики та автоматизації, Пістун Є.П., Стасюк І.Д. - Львівська політехніка, 2018, -336с.
30. Теоретичні основи автоматики. Корчемний М.О., Клендій П.Б., Потапенко М.В. -Богдан НК, 2012, -304с.
31. Технології проектування комп'ютерних систем. Б.І. Масловський, В.І. Дрововозов, О.В. Коба. -Київ, 2015, -500с.
32. Обладнання автоматизованого виробництва Бочков В. М., Сілін Р. І., - Львівська політехніка. 2015, -404с.
33. Виконавчі пристрої систем автоматизації. Васильківський І. С., Фединець В. О., Юсик Я. П. - Львівська політехніка, 2020, -220с.

ВІДГУК

**наукового керівника кваліфікаційної роботи
рівня вищої освіти “магістр”**

виконаного на тему: **Удосконалення системи керування процесами
ректифікації в нафтогалузі**

студентом (кою) **КОЗИР Тарас Григорович**

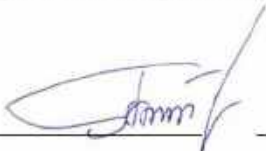
(прізвище, ім'я)

Студент Козир Т.Г. виконав магістерську роботу на тему “Удосконалення системи керування процесами RECTИФІКАЦІЇ в нафтогалузі” повністю відповідно до завдання. Робота присвячена актуальному питанню дослідження та удосконалення систем керування процесами RECTИФІКАЦІЇ в нафтогалузі та дослідженню питання їх ефективності в різних режимах роботи. Студент Козир Т.Г. працював над роботою систематично, докладно вивчав рекомендуєму літературу, і правильно застосовував отримані знання. Графічна частина роботи виконана відповідно до норм і вимогами. Всі елементи схем в записці і кресленнях відповідають вимогам ЕСКД до розмірів умовних графічних позначень в електричних системах.

Робота має практичну значимість та наукову цінність

У цілому робота виконана грамотно, акуратно, основні цілі роботи досягнуті, а поставлені завдання виконані. Робота заслуговує оцінки “відмінно”.

Керівник кваліфікаційної роботи

д.т.н., професор _____ (посада, науковий ступінь, вчене звання)	 _____ (підпис)	Канюк Г.І. _____ (ім'я, прізвище)
--	---	--

РЕЦЕНЗІЯ

на кваліфікаційну роботу

“__ Магістр__” рівня вищої освіти

виконаний(у) на тему: **Удосконалення системи керування процесами
ректифікації в нафтогалузі**

студентом (кою) **КОЗИР Тарас Григорович** _____

(прізвище, ім'я, по батькові)

Студент Козир Т.Г. виконав магістерську роботу на тему “Удосконалення системи керування процесами ректифікації в нафтогалузі” повністю відповідно до завдання.

В роботі проведено досить глибоке дослідження характеристик систем керування процесами ректифікації в нафтогалузі. Визначені основні фактори, які впливають на поліпшення основних характеристик систем керування. Визначені області застосування систем керування, а також критерії їх ефективного використання.

Робота присвячена актуальному питанню підвищення ефективності систем керування. Це питання має високу практичну значимість, тому що енергозбереження є на сьогодні основним напрямком розвитку енергетики України. Вирішення цього питання дозволяє не тільки заощаджувати кошти на додатковому виробництві електроенергії, но і поліпшити питання екології.

Робота має практичну значимість та наукову цінність.

Графічна частина роботи виконана відповідно до норм та вимог. Всі елементи схем в записці і кресленнях відповідають вимогам ЕСКД до розмірів умовних графічних позначень в електричних системах.

Робота виконана на актуальну тему і відбиває високу інженерну підготовку автора.

Па роботі є наступні зауваження:

Недостатньо розглянуто питання інтеграції розробленої системи в загальну АСУ

У цілому робота виконана акуратно, грамотно та заслуговує оцінки «відмінно».

Рецензент

__к.т.н., доцент__

(посада, науковий ступінь, вчене звання)



(підпис)

__Буданов П.Ф. __

(ім'я, прізвище)