

Міністерство освіти і науки України
Криворізький національний університет
Факультет інформаційних технологій
Кафедра автоматизації, комп'ютерних наук і технологій

КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА

на здобуття ступеня вищої освіти – бакалавр
за освітньо-професійною програмою
«Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології»

зі спеціальності
174 – Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології та
робототехніка

тема роботи:

**«Розробка та моделювання МРС-регулятора для підвищення
ефективності системи управління ректифікаційною колоною»**

Виконав студент гр. АКІТР-23ск _____ Лук'янов Д. О.

Керівник _____ Тиханський М. П.

Нормоконтроль _____ Маринич І. А.

Завідувач кафедри _____ Рубан С. А.

КРИВОРІЗЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Факультет: інформаційних технологій

Кафедра: автоматизації, комп'ютерних наук і технологій

Ступінь вищої освіти: Бакалавр

Спеціальність: 174 – Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології та
робототехніка

ЗАТВЕРДЖУЮ

Зав. кафедрою: к.т.н. Рубан С.А.

« 26 » січня 2026 р.

ЗАВДАННЯ

на кваліфікаційну роботу бакалавра

студентові групи АКІТР-23ск Лук'янову Денису Олександровичу

1. Тема кваліфікаційної роботи: «Розробка та моделювання МРС-регулятора
для підвищення ефективності системи управління ректифікаційною
колоною»

затверджено наказом по університету № 172с від 30.03.2026 р.

2. Термін здачі кваліфікаційної роботи: 10.06.2026 р.

3. Склад кваліфікаційної роботи: Пояснювальна записка, презентація у
Microsoft PowerPoint в електронному та друкованому вигляді

4. Консультанти кваліфікаційної роботи:

Розділ 1-2

доц. Тиханський М. П.

Нормоконтроль

доц. Маринич І. А.

5. Календарний план:

№	Етапи роботи	Термін виконання
1	<i>Вступ</i>	<i>01.03.26</i>
2	<i>Розділ 1</i>	<i>05.04.26</i>
3	<i>Розділ 2</i>	<i>01.05.26</i>
4	<i>Висновки</i>	<i>25.05.26</i>
5	<i>Оформлення кваліфікаційної роботи</i>	<i>28.05.26</i>
6	<i>Підготовка презентації та графічного матеріалу</i>	<i>20.05.26</i>
7	<i>Підготовка доповіді до захисту</i>	<i>05.06.26</i>

6. Дата видачі завдання: 28.01.2026р.

Керівник _____ /Тиханський М. П./

7. **Запевнення:** Я, Лук'янов Денис Олександрович, запевняю, що ця кваліфікаційна робота виконана самостійно, не містить академічного плагіату, фабрикації, фальсифікації. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело.

Із чинним Положенням про академічну доброчесність Криворізького національного університету ознайомлений.

Чітко усвідомлюю, що в разі виявлення у кваліфікаційній роботі умисних порушень робота не допускається до захисту або оцінюється незадовільно.

Студент _____ /Лук'янов Д. О./

АНОТАЦІЯ

Лук'янов Д. О. Розробка та моделювання МРС-регулятора для підвищення ефективності системи управління ректифікаційною колоною: кваліфікаційна робота бакалавра : 174 – Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології та робототехніка. Кривий Ріг. Криворізький національний університет, 2026. 70 с.

Метою роботи є модернізація автоматизованої системи управління ректифікаційною колоною за допомогою технологій систем удосконаленого управління технологічним процесом.

У першому розділі обґрунтовано актуальність модернізації системи автоматичного управління ректифікаційною колоною як складним багатопараметричним об'єктом, що працює під впливом технологічних збурень. Показано доцільність застосування АРС-систем, зокрема МРС-керування, яке дозволяє прогнозувати поведінку об'єкта, враховувати обмеження, стабілізувати процес, підвищити якість продукту та знизити енергетичні витрати.

У другому розділі виконано статичне та динамічне моделювання ректифікаційної колони в Aspen Hysys, що дозволило дослідити параметри процесу та поведінку об'єкта під дією збурень. Проведено порівняння ПД- і МРС-регуляторів за різних режимів роботи та встановлено, що МРС-регулятор забезпечує кращу компенсацію збурень, точніше підтримання температури, менші коливання та вищу якість перехідних процесів. Отримані результати підтвердили доцільність застосування МРС-керування для автоматизації ректифікаційної колони.

АВТОМАТИЗОВАНА СИСТЕМА, ПРОГНОЗУЮЧА МОДЕЛЬ, ПІД-РЕГУЛЯТОР, РЕКТИФІКАЦІЙНА КОЛОНА, УДОСКОНАЛЕНЕ КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМ ПРОЦЕСОМ, МРС-РЕГУЛЯТОР.

					КНУ КРБ.174.26.04.00.ПЗ						
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата							
Розроб.		Лук'янов Д. О.			АНОТАЦІЯ			Літ.	Арк.	Аркушів	
Перевір.		Тиханський М. П.								3	1
								КНУ АКІТ-22ск			
Н. Контр.		Маринич І.А.									
Затверд.		Маринич І.А.									

ЗМІСТ

ВСТУП.....	6
РОЗДІЛ 1 АНАЛІЗ РОЗПОДІЛЕНИХ СИСТЕМ ТЕПЛОПОСТАЧАННЯ ТА ОГЛЯД ІСНУЮЧИХ РІШЕНЬ.....	10
1.1 Призначення ректифікаційних колон.....	10
1.2 Опис технологічного процесу.....	11
1.3 Задачі автоматизації.....	12
1.4 Автоматизація ректифікаційної колони.....	13
1.5 Керування з прогнозуючими моделями.....	14
1.6 Сутність МРС-керування.....	15
1.7 Формування математичної моделі об'єкта.....	18
1.7.1 Алгоритм розрахунку керуючих впливів на основі методу керування з прогнозуючими моделями.....	19
1.7.2 Обґрунтування вибору середовища моделювання.....	20
1.7.3 Концепція технічного рішення.....	22
Висновки за розділом.....	22
РОЗДІЛ 2 МАТЕМАТИЧНИЙ ОПИС ТА МОДЕЛЮВАННЯ МРС РЕГУЛЯТОРУ.....	26
2.1 Моделювання статичного режиму ректифікаційної колони в Aspen Hysys.....	26
2.2 Моделювання динамічного режиму ректифікаційної колони в Aspen Hysys.....	30
2.3 Проєктування МРС-регулятора.....	31
2.4 Показники якості ПІД-регулятора та МРС регулятора для різних видів збурюючих впливів.....	39

					КНУ КРБ.174.26.04.00.ПЗ						
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата							
Розроб.		Лук'янов Д. О.			ЗМІСТ			Літ.	Арк.	Аркушів	
Перевір.		Тиханський М. П.								4	2
Н. Контр.		Маринич І.А.			АКНТ АКІТР-23ск						
Затверд.		Маринич І.А.									

2.4.1 Реакція системи на одиничне ступінчасте збурення.....	39
2.4.2 Реакція системи на аперіодичну ланку першого порядку.....	42
2.4.3 Реакція системи на аперіодичну ланку другого порядку.....	44
2.4.4 Реакція системи на синусоїдальне збурення.....	47
2.4.5 Реакція системи на одиничну ступінчасту зміну уставки по температурі у верхній та нижній контрольній точці.....	51
2.4.6 Реакція системи на одиничну ступінчасту зміну уставки по температурі в нижній (верхній) контрольній точці.....	53
2.5 Налаштування вагових коефіцієнтів МРС регулятора.....	56
Висновки до розділу.....	61
ВИСНОВКИ.....	63
СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ.....	66
ДОДАТОК А. Варіант впровадження МРС-регулятора в АСУ ТП.....	69

ВСТУП

Одним із найбільш пріоритетних завдань сучасних промислових компаній є впровадження принципів ощадливого виробництва. У сучасних умовах високої конкуренції, зростання вартості енергоресурсів та необхідності підвищення ефективності виробничих процесів підприємства змушені шукати нові підходи до оптимізації своєї діяльності. Концепція ощадливого виробництва передбачає постійне прагнення до зниження витрат, усунення втрат, раціонального використання ресурсів, підвищення якості продукції та забезпечення стабільності технологічних процесів.

Особливого значення ці завдання набувають у складних промислових виробництвах, де технологічні процеси характеризуються великою кількістю взаємопов'язаних параметрів, високою інерційністю обладнання, наявністю обмежень за температурою, тиском, витратою сировини, складом продукту та іншими показниками. У таких умовах традиційні методи автоматичного регулювання не завжди забезпечують необхідну якість управління, оскільки вони часто не враховують майбутню поведінку об'єкта та не дозволяють повною мірою оптимізувати процес у реальному часі.

Одним із ефективних напрямів підвищення якості управління технологічними процесами є застосування систем удосконаленого управління технологічним процесом (СУУТП). Такі системи відомі також під назвою АРС-управління (Advanced Process Control, удосконалене керування процесами). Системи СУУТП дозволяють підвищити стабільність роботи виробництва, збільшити запас за якістю продукції, знизити енергетичні витрати та забезпечити більш раціональне використання сировини. Це досягається завдяки побудові оптимальних траєкторій управління, які враховують поточний стан технологічного об'єкта, прогноз його подальшої поведінки та встановлені

					КНУ КРБ.174.26.04.00.ПЗ						
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата							
Розроб.		Лук'янов Д. О.			ВСТУП			Літ.	Арк.	Аркушів	
Перевір.		Тиханський М. П.								6	2
Н. Контр.		Маринич І.А.									
Затверд.		Маринич І.А.									
								АКНТ АКІТР-23ск			

технологічні обмеження.

Підвищення якості регулювання в системах СУУТП значною мірою зумовлене використанням моделей MPC (Model Predictive Control, керування з прогнозуючими моделями), або управління з прогнозуючими моделями. Суть такого підходу полягає в тому, що система управління не лише реагує на поточні відхилення параметрів, а й прогнозує їх зміну в майбутньому. На основі цього прогнозу формується оптимальний керуючий вплив, який дозволяє утримувати технологічний процес у заданих межах та одночасно наближати його до економічно вигідного режиму роботи.

Застосування MPC-управління відкриває широкі можливості для підвищення прибутковості підприємства, особливо у випадку складних багатопараметричних об'єктів. До таких об'єктів належать технологічні установки, у яких зміна одного параметра може впливати одразу на кілька інших показників процесу. Завдяки врахуванню взаємозв'язків між змінними, побудові оптимальних траєкторій управління та накладенню обмежень на керуючі й регульовані змінні, СУУТП дозволяє забезпечити більш точне, стабільне та економічно ефективне функціонування виробництва.

Нафтогазова промисловість є однією з провідних галузей у будь якій країні та відіграє важливу роль у забезпеченні економічної стабільності й розвитку промислового комплексу. У процесі видобутку природних копалин, зокрема вуглеводневої сировини, утворюється побічний продукт - нестабільний газовий конденсат. Такий конденсат потребує подальшої переробки, оскільки в початковому стані він не відповідає вимогам до стабільності, якості та безпечного транспортування або використання.

Нестабільний газовий конденсат є сировиною для установок депропанізації та стабілізації конденсату, які скорочено позначаються як УДСК. Основним призначенням таких установок є вилучення легких вуглеводневих компонентів, стабілізація складу продукту та отримання стабільного конденсату. Стабільний конденсат, у свою чергу, може

					КНУ КРБ.174.26.04.00.ПЗ	Арк.
						7
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

використовуватися як цінна сировина в нафтохімічній промисловості, а також у подальших технологічних процесах переробки вуглеводнів.

Одним із ключових елементів установки депропанізації та стабілізації конденсату є ректифікаційна колона. Вона є складним технологічним об'єктом, робота якого залежить від багатьох параметрів, зокрема температурного режиму, тиску, витрат сировини, складу потоків, теплового навантаження та якості кінцевого продукту. Управління таким об'єктом потребує високої точності, оскільки навіть незначні відхилення параметрів можуть призвести до погіршення якості продукції, збільшення енергоспоживання або зниження економічної ефективності виробництва.

Актуальність роботи. У цій роботі досліджується модернізація автоматизованої системи управління ректифікаційною колоною за допомогою системи удосконаленого управління технологічним процесом. Така модернізація є актуальною, оскільки дозволяє підвищити якість регулювання, забезпечити стабільнішу роботу технологічного об'єкта, знизити вплив збурень та перевести процес у більш оптимальні режими функціонування. Використання СУУТП на базі MPC-моделей дає можливість не лише підтримувати задані технологічні параметри, а й оптимізувати роботу установки з урахуванням економічних критеріїв.

Основними цілями та завданням модернізації автоматизованої системи управління ректифікаційною колоною є:

- збільшення запасу за якістю кінцевого продукту;
- підвищення стабільності технологічного процесу;
- виведення управління ТП в оптимальні режими роботи;
- зниження енергетичних і виробничих витрат;
- підвищення ефективності використання сировини;
- зменшення впливу збурень на якість регулювання.

Метою роботи є модернізація автоматизованої системи управління ректифікаційною колоною за допомогою технологій систем удосконаленого управління технологічним процесом.

					КНУ КРБ.174.26.04.00.ПЗ	Арк.
						8
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити такі завдання:

- вивчити основи ректифікації багатокомпонентної суміші;
- розробити та дослідити математичну модель ректифікаційної колони;
- розробити та дослідити алгоритми APC-керування для розв'язання завдань автоматизації ректифікаційної колони;
- дослідити алгоритми класичного керування із застосуванням ПІД-регуляторів;
- провести порівняльний аналіз класичного керування та APC-керування.

Практична цінність роботи. Впровадження систем удосконаленого управління технологічним процесом є важливим напрямом модернізації сучасних промислових підприємств. Для об'єктів нафтогазової промисловості, зокрема для ректифікаційних колон установок депропанізації та стабілізації конденсату, застосування APC- та MPC-технологій дозволяє підвищити якість управління, забезпечити економічну ефективність виробництва та створити умови для більш стабільної й надійної роботи технологічного обладнання.

					КНУ КРБ.174.26.04.00.ПЗ	Арк.
						9
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

РОЗДІЛ 1

ОГЛЯД НАУКОВО-ТЕХНІЧНОЇ ЛІТЕРАТУРИ ТА КОНЦЕПЦІЯ АВТОМАТИЗАЦІЇ ПРОЦЕСУ РЕКТИФІКАЦІЇ

1.1 Призначення ректифікаційних колон

Ректифікаційні колони є одними з головних установок сучасної нафтогазової промисловості. Вони мають досить складну динаміку, оскільки зміна одного з параметрів чинить вплив на всю колону.

Звісно, існуючі зараз системи керування технологічним процесом забезпечують стабільну, безпечну роботу ректифікаційних колон, але вони не орієнтовані на максимізацію ефективності виробництва. Технологія ректифікації вже давно вивчена та прозора, тому виграти конкурентну боротьбу можна лише за рахунок підвищення якості керування.

Системи удосконаленого управління технологічним процесом (СУУТП або АРС-керування) є одним із ключових напрямків у розвитку систем керування. Її головною перевагою є підвищення продуктивності виробництва за рахунок покращення стратегії керування, а не модернізації матеріальної бази виробництва. Головна ідея СУУТП - це МРС-керування, або ж керування з прогнозуючими моделями.

Прогнозування МРС-контролера ґрунтується на перехідних характеристиках об'єкта, що дозволяє вивести технологічні процеси на оптимальний режим максимально швидко. Однією з особливостей АРС-систем є можливість встановлення допустимих меж технологічних параметрів, а також використання віртуальних аналізаторів.

На відміну від класичного ПІД-регулювання, яке не має прогнозування, СУУТП має менший час перехідного процесу та перерегулювання.

					КНУ КРБ.174.26.04.01.ПЗ						
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата							
Розроб.		Лук'янов Д. О.			РОЗДІЛ I			Літ.	Арк.	Аркушів	
Перевір.		Тиханський М. П.								10	15
								АКНТ АКІТ-23ск			
Н. Контр.		Маринич І.А.									
Затверд.		Маринич І.А.									

За рахунок чітких меж технологічних параметрів не створюються надлишкові навантаження на виконавчі механізми.

Незважаючи на те, що реальні процеси не є лінійними, їх можна вважати лінійними в невеликому робочому діапазоні. В МРС-контролерах з лінійними прогнозуючими моделями використовується принцип суперпозиції, що дозволяє підсумовувати вплив змін незалежних змінних для передбачення зміни залежних змінних.

1.2 Опис технологічного процесу

Установка депропанізації та стабілізації конденсату (УДСК) є основним об'єктом установок комплексної підготовки газу та конденсату.

Головним процесом, що протікає на УДСК, є ректифікація багатокомпонентної суміші. Необхідне тепло підводиться до ректифікаційної колони паром через кип'ятильник, а відводиться за допомогою оборотної води в конденсаторі. Для успішної ректифікації необхідно суворо дотримуватися температурного режиму, оскільки це потрібно для досягнення заданих умов концентрації в дистилляті та кубовому залишку.

Процес, що протікає в ректифікаційній колоні, описується наступним чином:

- Вихідна суміш нагрівається в теплообміннику конденсатом водяної пари до температури, близької до температури кипіння;
- Підігріта сировина потрапляє на тарілку живлення колони;
- На верхню тарілку колони надходить гостре зрошення для стабілізації процесу ректифікації. Воно необхідне для тепломасообміну низькокиплячих та висококиплячих компонентів;
- Для підтримки заданих температур на контрольних тарілках вгорі та внизу колони (на додаток до зрошення) використовуються конденсатор і кип'ятильник;
- Регулювання надлишкового тиску відбувається за допомогою

					КНУ КРБ.174.26.04.01.ПЗ	Арк.
						11
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

клапана.

Таким чином вдається досягти необхідних концентрацій компонентів у дистиляті та кубовому залишку.

1.3 Задачі автоматизації

Задача автоматизації ректифікаційної колони полягає в проектуванні АСУ ТП та СУУТП. Система автоматизованого керування є багаторівневою та функціонально розподіленою. Вона призначена для контролю стану та керування обладнанням розподілених систем керування спільно з персоналом у режимі реального часу.

Дані від технічних засобів нижнього ("польового") рівня збираються модулями введення/виведення та обробляються станціями керування. Обмін даними між станціями керування та автоматизованими робочими місцями (АРМ) операторів здійснюється через ізольовану резервовану локальну обчислювальну мережу Ethernet. Для інтеграції зі суміжними автоматизованими системами передбачена можливість підключення систем за інтерфейсом Ethernet за протоколом Modbus TCP/RTU.

СУУТП будується на базі двох основних технологій:

- Віртуальні аналізатори;
- МРС-контролери.

Схема роботи СУУТП представлена на рисунку 1.1.

МРС-контролер програмується на основі статистичної моделі ТП з урахуванням залежностей між різними параметрами технологічного процесу. За допомогою віртуальних аналізаторів обчислюються показники якості продуктів на основі статистичних або фізично обґрунтованих моделей ТП.

					КНУ КРБ.174.26.04.01.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		12

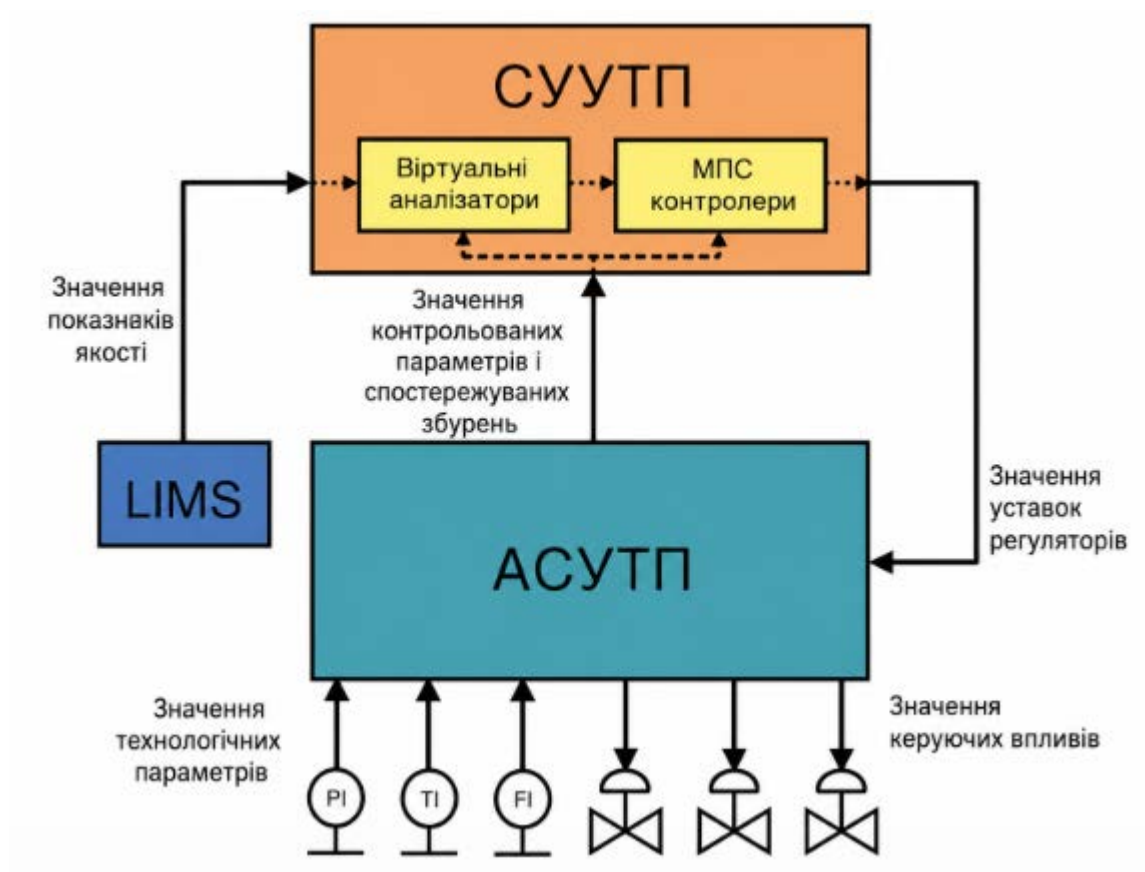


Рисунок 1.1 – Схема роботи СУУТП

У даній роботі запропоновано реалізувати СУУТП за допомогою технології OPC на резервованих серверних комп'ютерах (Рисунок 1.2). Даний підхід спрощує впровадження, обслуговування, підвищує надійність СУУТП та мінімізує зміни в існуючій АСУ ТП.



Рисунок 1.2 – Серверний ПК для СУУТП

1.4 Автоматизація ректифікаційної колони

Для підтримки постійного розділення в ректифікаційній колоні вона має

					КНУ КРБ.174.26.04.01.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		13

бути оснащена засобами контрольно-вимірювальних приладів і автоматики (КВПіА).

Живильний потік за допомогою насоса надходить у колонну на тарілку живлення. Витрата живильного потоку, кубової рідини та конденсату регулюється за допомогою клапанів і підтримується на заданому рівні в буферній ємності, в кубі колони та в ємності для збору дистиляту відповідно.

Постійність температури в кубі колони забезпечується за рахунок водяної пари, витрата якої також регулюється за допомогою клапана. Температура коденсованої рідини підтримується за рахунок витрати оборотної води, що регулюється за допомогою клапана. Надлишковий тиск скидається за допомогою клапана.

Схема автоматизації ректифікаційної колони представлена рисунку 1.3.

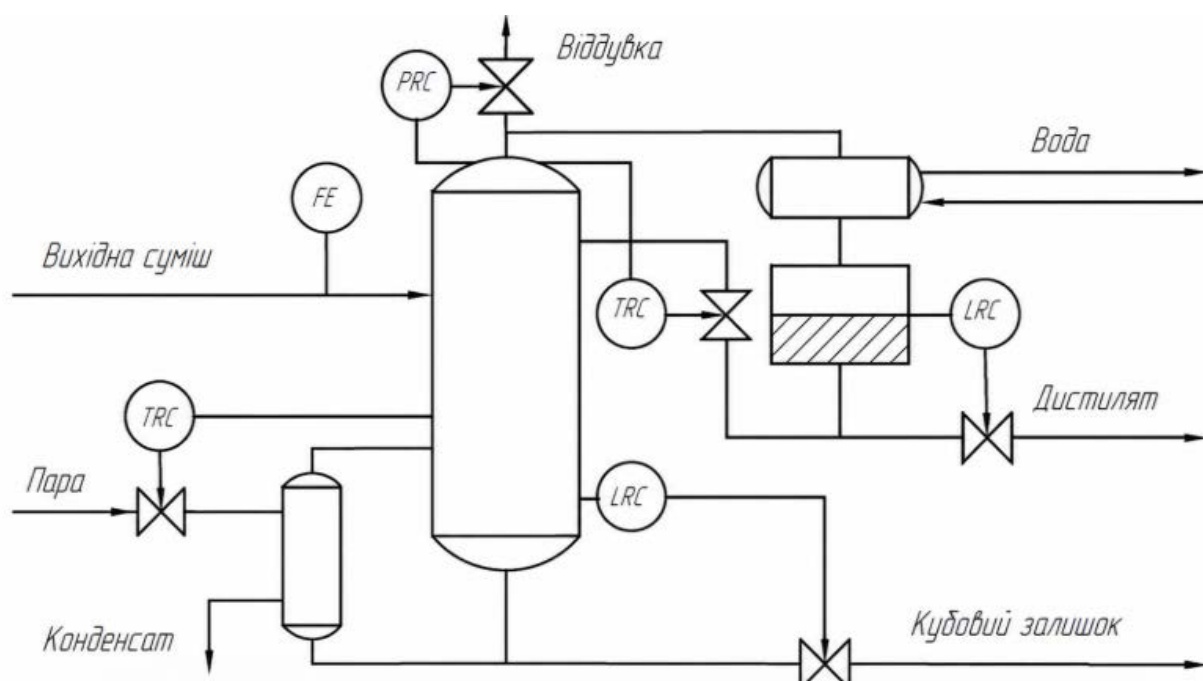


Рисунок 1.3 – Функціональна схема автоматизації

1.5 Керування з прогнозуючими моделями

Керування за прогнозуючими моделями (Model Predictive Control, MPC) - сучасний метод керування складними технологічними процесами, що враховує користувацький набір обмежень. Даний метод застосовується на хімічних та

нафтопереробних заводах починаючи з 1980-х років.

Контролери з прогнозуючими моделями ґрунтуються на динамічних моделях процесу, найчастіше це лінійні емпіричні моделі, отримані шляхом ідентифікації системи. Головною перевагою MPC є можливість оптимально налаштувати поточний часовий інтервал із урахуванням майбутніх часових інтервалів. На відміну від ПІД-регуляторів, які не мають здатності прогнозувати, MPC може вживати відповідних дій з керування заздалегідь.

Оптимізація процесу керування відбувається шляхом мінімізації цільової функції з урахуванням обмежень на вхідні та вихідні значення змінних. Керування на основі прогнозуючої моделі найчастіше використовується в системі керування виробничими процесами (MES, Manufacturing Execution System) на верхньому розділі автоматизації.

Метою роботи є розробка системи удосконаленого керування колоною ректифікації. Класична система керування ректифікаційної колони складається з кількох контурів ПІД-регуляторів, які підтримують заданий рівень у кубі колони, рівень у флегмовій ємності, рівень у ємності з вихідною сумішшю, температуру на нижній контрольній тарілці, температуру на верхній контрольній тарілці, а також тиск верху колони. При регулюванні режиму роботи колони в такій конфігурації виникає проблема взаємного впливу контурів один на одного, а також проблема із затримкою відгуку системи.

Для вирішення даних проблем контури керування температурою в колоні на нижній та верхній контрольній тарілці можна замінити на один регулятор із прогнозуючою МІМО-моделлю (multiple input multiple output system, система з множиною входів й виходів). Для того, щоб перейти до створення та налаштування MPC-регулятора, потрібно розібратися в понятті MPC-керування.

1.6 Сутність MPC-керування

Упереджувальне керування за прогнозуючими моделями (MPC) - це

					КНУ КРБ.174.26.04.01.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		15

метод оптимального керування, в якому розраховані керуючі впливи мінімізують цільову функцію для динамічної системи з обмеженнями на кінцевому горизонті, що віддаляється.

На кожному часовому кроці MPC-контролер оцінює поточний стан об'єкта. Потім він обчислює послідовність керуючих впливів, які мінімізують цільову функцію на горизонті, вирішуючи задачу оптимізації з обмеженнями, яка спирається на внутрішню модель процесу і залежить від поточного стану системи. Після цього контролер застосовує до об'єкта тільки перший розрахований керуючий вплив, ігноруючи наступні. На наступному часовому кроці процес повторюється.

Коли цільова функція є квадратичною, об'єкт є лінійним і не має обмежень, а горизонт прагне до нескінченності, MPC еквівалентний керуванню лінійно-квадратичним регулятором (LQR) або лінійно-квадратичному гаусівському (LQG) керуванню, якщо фільтр Калмана оцінює стан об'єкта за його входами та виходами.

На практиці, незважаючи на кінцевий горизонт, MPC часто наслідує корисні можливості, властиві традиційному оптимальному керуванню, такі як:

- Здатність працювати з об'єктами з кількома входами та багатьма виходами (MIMO);
- Здатність працювати з часовими затримками;
- Стійкість до помилок моделювання;
- Гарантування номінальної стабільності за рахунок використання певних термінальних обмежень;
- Здатність явно обробляти обмеження та можливість використання інформації про майбутні опорні сигнали й сигнали збурень, коли вони доступні.

Суть MPC-підходу до керування полягає в такій послідовності операцій:

- В початковий момент часу стан об'єкта визначається за математичною моделлю, закладеною всередині контролера.
- Формується прогноз можливого руху об'єкта в межах прогнозованого горизонту (горизонт передбачення – це деякий кінцевий період часу).

					КНУ КРБ.174.26.04.01.ПЗ	Арк.
						16
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

– Проводиться оптимізація програмного керування шляхом знаходження мінімуму цільової функції. Всі обмеження, що накладаються на керуючі та контрольовані змінні, враховуються безпосередньо на етапі оптимізації.

– Отримане оптимальне керування реалізується на кроці розрахунку. Цей крок є невеликою частиною горизонту передбачення.

– Вимірюється поточний стан об'єкта керування в момент часу, що відповідає закінченню кроку.

– Горизонт прогнозу зсувається на наступний крок, а перші три пункти даної послідовності зациклюються.

Принцип роботи МРС-контролера представлено на рисунку 1.4.

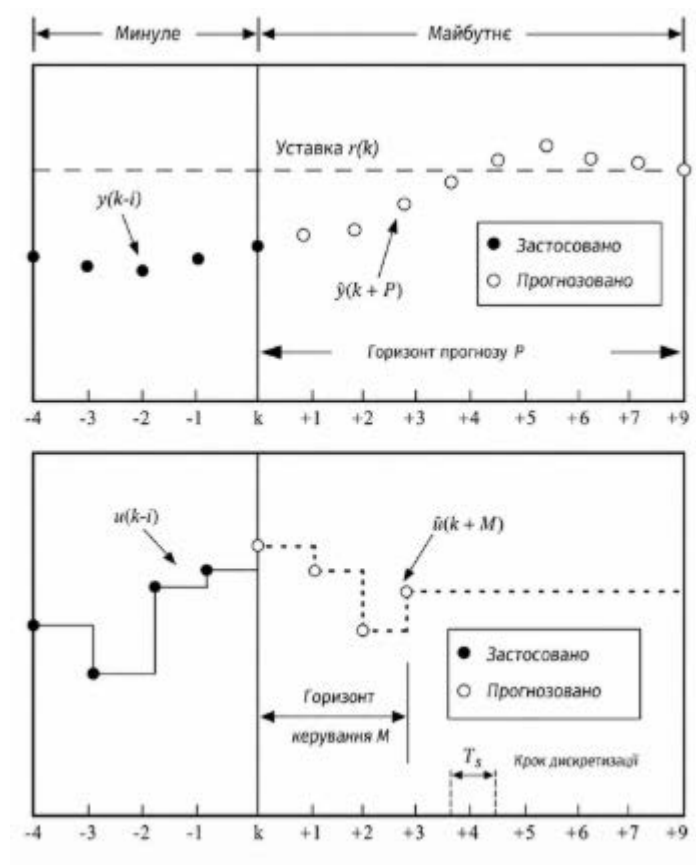


Рисунок 1.4 – Принцип роботи МРС-контролера

На рисунку прийняті наступні позначення:

P – горизонт прогнозу, довжина часового інтервалу, на який здійснюється прогнозування;

M – горизонт керування, довжина часового інтервалу, для якого розраховуються керуючі впливи;

$r(k)$ – уставка за контрольованим параметром;

$y(k - i)$ – значення контрольованого параметра в минулому;

$u(k - i)$ – значення керуючого впливу в минулому;

$\hat{y}(k + M)$ – значення контрольованого параметра в майбутньому;

$\hat{u}(k + M)$ – значення керуючого впливу в майбутньому;

T_s – крок дискретизації.

1.7 Формування математичної моделі об'єкта

Особливість регулювання на основі методу керування за прогнозними моделями полягає у використанні математичної моделі об'єкта регулювання. У загальному випадку стан регульованого об'єкта можна описати нелінійними диференціальними рівняннями у просторі станів:

$$\begin{aligned} \frac{dx}{dt} &= Ax + Bu \\ y &= Cx + Du \end{aligned} \quad (1.1)$$

де: x - вектор станів системи; u - вектор вхідних впливів; y - вектор вихідних керованих величин; A - матриця системи; B - матриця керування; C - матриця виходу (матриця спостереження); D - матриця зв'язку (прямого зв'язку).

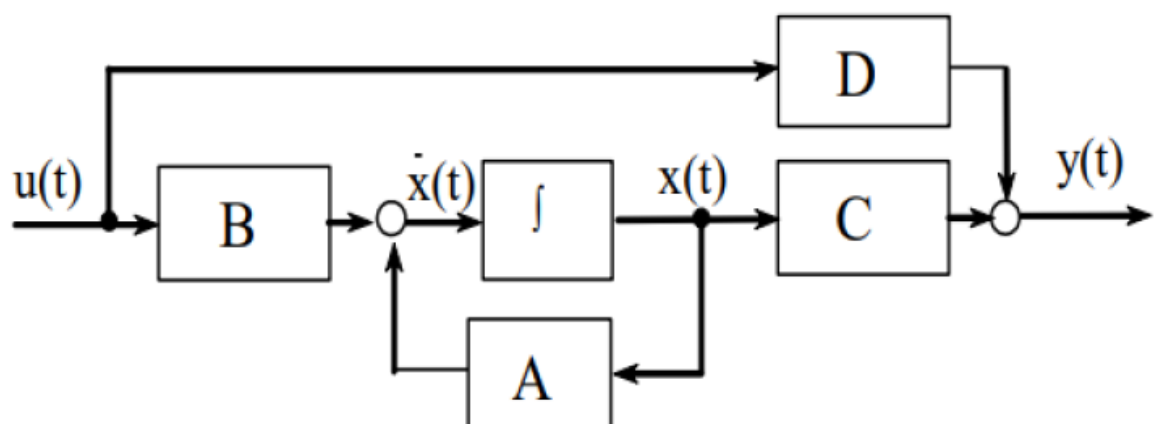


Рисунок 1.5 – Математична модель об'єкта

Розглянуті багатовимірні динамічні лінійні моделі у просторі станів отримуються в багатьох випадках лінеаризацією вихідних диференціальних рівнянь, що описують процеси в багатовимірних нелінійних керованих об'єктах.

1.7.1 Алгоритм розрахунку керуючих впливів на основі методу керування з прогнозуючими моделями

Алгоритм розрахунку керуючих впливів використовує математичну модель об'єкта керування. Виходячи з того, що початкові умови за вектором стану є нульовими, застосуємо перетворення Лорана (Z-перетворення) до першого рівняння системи:

$$x[z] = (E * z - A)^{-1} * B * u[z] \quad (1.2)$$

де E – квадратна одинична матриця розміру вектора станів.

Після підстановки цього виразу у перше рівняння маємо вихідний вектор:

$$y[z] = (C * (E * z - A)^{-1} * B + D) * u[z] \quad (1.3)$$

Приріст керуючого впливу розраховується відповідно до мінімуму цільової функції з урахуванням обмежень, накладених на керуючі впливи. Функціонал для оцінки якості керування в МРС-регуляторі середовища Matlab є стандартним функціоналом виду:

$$J(z_k) = J_y(z_k) + J_u(z_k) + J_{\Delta u}(z_k) + J_c(z_k) \quad (1.4)$$

де: z_k – це рішення задачі квадратичного програмування; J_y - показник, що відноситься до відповідності вихідного сигналу заданому; J_u - показник, що використовується, коли керованих змінних більше, ніж виходів об'єкта керування, і потрібно підтримувати вибрані керовані змінні на заданому рівні; $J_{\Delta u}$ - показник, що використовується для придушення різких змін керованих змінних (коли перевага надається невеликим коригуванням); J_c - показник, що відображає якість рішення оптимізаційної задачі в умовах обмежень.

У спрощеному вигляді цільова функція оцінки якості керування має такий вигляд:

$$J = \sum_{i=1}^N w_x (r_i - x_i)^2 + \sum_{i=1}^N w_{ui} \Delta u_i^2 \quad (1.5)$$

де: x_i - контрольована змінна (CV); r_i - уставка за контрольованою змінною (SP); u_i - керована змінна (MV); w_{xi} - ваговий коефіцієнт, що відображає відносну важливість x_i ; w_{ui} - ваговий коефіцієнт, що штрафує зміну керуючих впливів u_i .

1.7.2 Обґрунтування вибору середовища моделювання

Для вирішення поставлених задач середовище математичного моделювання повинно забезпечувати моделювання технологічного процесу в режимі реального часу. Для зручності візуального сприйняття та роботи з моделлю програмний комплекс повинен надавати можливість використання стандартних наборів блоків для імітаційного моделювання. Середовище моделювання також повинно надавати можливості розрахунку показників якості перехідних характеристик.

Додатковим критерієм вибору програмного середовища є наявність у ньому інструментів моделювання систем автоматичного керування, зокрема бібліотек для побудови систем на основі методу керування за прогнозними моделями.

Найбільш ефективним інструментом моделювання з точки зору описаних вимог є програмний комплекс MATLAB, що включає в себе необхідні для дослідження бібліотеки, такі як Simulink, System Identification Toolbox, OPC Toolbox, Model Predictive Control Toolbox.

MATLAB - це комплекс програмних продуктів і мова програмування. Спеціалізовані функції та програми користувача зберігаються у вигляді М-файлів.

Simulink являє собою графічне середовище імітаційного моделювання, що дозволяє створювати динамічні моделі за допомогою блок-діаграм у вигляді направлених графів. Він дозволяє застосовувати модельно-орієнтований підхід для розробки систем керування, пристроїв реального часу та засобів цифрового зв'язку.

					КНУ КРБ.174.26.04.01.ПЗ	Арк.
						20
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

System Identification Toolbox призначений для ідентифікації математичних моделей лінійних динамічних об'єктів на основі реальних вхідних і вихідних даних.

OPC Toolbox надає доступ до оперативних та архівних даних OPC напряду з MATLAB та Simulink, дозволяючи працювати безпосередньо з ПЛК та SCADA-системами.

Model Predictive Control Toolbox - набір інструментальних засобів для дослідження та проектування алгоритмів керування в дискретних і безперервних системах на основі математичної моделі системи шляхом передбачення динаміки їхньої поведінки.

MPC-регулятор у Simulink зображений на рисунку 1.6.

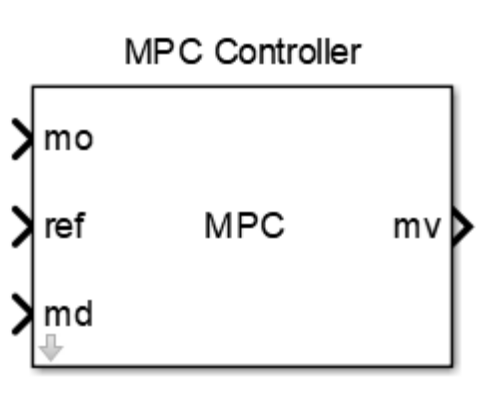


Рисунок 1.6 – MPC-регулятор у Simulink

де: mo (measurement object) – вимірюваний параметр; ref (reference trajectory) – уставка вимірюваного параметра; md (measured disturbances) – вимірюване збурення; mv (manipulated variable) – керована змінна (керуючий вплив).

Безпосереднє налаштування виконується в діалоговому вікні MPC Designer.

1.7.3 Концепція технічного рішення

Оскільки для створення MPC-регулятора потрібна математична модель процесу, перш за все необхідно зняти перехідні характеристики для регульованих параметрів.

Подальша концепція реалізується за наступним алгоритмом:

За допомогою пакета System Identification Toolbox ідентифікуємо передавальні функції за знятими вхідними/вихідними даними та будуємо матрицю MPC-контролера.

Відповідно до отриманої матриці створюється модель об'єкта в Simulink. Внутрішній моделі MPC-контролера присвоюється лінеаризована модель об'єкта.

Налаштовуємо MPC-контролер для моделі в Simulink за допомогою інструменту Model Predictive Control Toolbox.

На практиці технологічні процеси керуються за допомогою ПЛК, тому для зв'язку Matlab та ПЛК використовується OPC Toolbox.

Оскільки отримані перехідні характеристики відображають реальний технологічний процес тільки на певному проміжку, важливо обмежити використання MPC-регулятора поза цим діапазоном. Для цього реальний відгук системи постійно порівнюється з допустимим робочим діапазоном регулювання.

Висновки за розділом:

У першому розділі було розглянуто науково-технічні основи автоматизації ректифікаційних колон та обґрунтовано доцільність застосування сучасних методів удосконаленого керування технологічними процесами. Проведений огляд показав, що ректифікаційні колони є складними багатопараметричними об'єктами керування, робота яких залежить від значної кількості взаємопов'язаних технологічних параметрів, зокрема температури, тиску, витрати сировини, складу потоків, рівня рідини та якості кінцевих продуктів.

Було визначено, що основне призначення ректифікаційних колон полягає у розділенні рідких сумішей на окремі компоненти або фракції за рахунок різниці їх температур кипіння. Для установок депропанізації та стабілізації конденсату такий процес має особливе значення, оскільки саме від

					КНУ КРБ.174.26.04.01.ПЗ	Арк.
						22
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ефективності роботи ректифікаційної колони залежить якість стабільного конденсату, енергетичні витрати виробництва та загальна економічна ефективність технологічної установки.

У процесі аналізу технологічного процесу було встановлено, що ректифікаційна колона функціонує в умовах постійного впливу внутрішніх і зовнішніх збурень. До них можна віднести зміну складу вихідної суміші, коливання витрати сировини, зміну теплового навантаження, нестабільність тиску та інші фактори. Такі особливості ускладнюють процес автоматичного регулювання та потребують використання більш досконалих підходів до побудови системи керування.

Були сформульовані основні задачі автоматизації ректифікаційної колони. До них належать підтримання заданих технологічних параметрів, забезпечення стабільної якості продукту, зменшення енергетичних витрат, підвищення безпеки експлуатації обладнання, компенсація збурень та переведення технологічного процесу в оптимальні режими роботи. Встановлено, що традиційні системи автоматичного регулювання не завжди забезпечують достатню якість керування для таких складних об'єктів, особливо за наявності взаємного впливу регульованих змінних.

Особливу увагу було приділено автоматизації ректифікаційної колони як складного технологічного об'єкта. Показано, що ефективна система автоматизації повинна забезпечувати не лише стабілізацію окремих параметрів, але й комплексне керування процесом з урахуванням взаємозв'язків між змінними. Саме тому актуальним напрямом модернізації автоматизованої системи управління є впровадження систем удосконаленого управління технологічним процесом, зокрема APC-систем.

У результаті аналізу сучасних методів керування було обґрунтовано доцільність застосування керування з прогнозуючими моделями — MPC. Встановлено, що MPC-керування дозволяє прогнозувати майбутню поведінку технологічного об'єкта, розраховувати оптимальні керуючі впливи та враховувати обмеження на керуючі й регульовані змінні. Це є важливою

					КНУ КРБ.174.26.04.01.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		23

перевагою порівняно з класичними методами регулювання, оскільки дає змогу не лише реагувати на поточні відхилення, а й запобігати їх розвитку в майбутньому.

Також було розглянуто сутність МРС-керування та основні принципи формування математичної моделі об'єкта. Визначено, що якість роботи системи керування значною мірою залежить від точності математичного опису ректифікаційної колони, правильного вибору регульованих і керуючих змінних, а також від коректного врахування технологічних обмежень. Математична модель є основою для прогнозування поведінки об'єкта та розрахунку оптимальних траєкторій керування.

Крім того, було обґрунтовано вибір середовища моделювання, яке дозволяє виконувати дослідження динаміки об'єкта, перевіряти працездатність запропонованих алгоритмів керування та аналізувати ефективність технічного рішення до його практичного впровадження. Використання моделювання є важливим етапом розробки, оскільки дає змогу оцінити поведінку системи в різних режимах роботи без ризику для реального технологічного обладнання.

На основі проведеного аналізу було сформовано загальну концепцію технічного рішення, яка полягає у модернізації автоматизованої системи управління ректифікаційною колоною шляхом впровадження системи удосконаленого керування технологічним процесом на основі МРС-підходу. Запропонована концепція спрямована на підвищення запасу за якістю продукту, стабілізацію технологічного процесу, зниження енергетичних витрат та підвищення прибутковості виробництва.

Таким чином, у першому розділі було доведено актуальність модернізації системи автоматичного управління ректифікаційною колоною та обґрунтовано використання МРС-керування як ефективного інструменту для оптимізації складних багатопараметричних технологічних процесів. Отримані результати створюють теоретичну й методичну основу для подальшого формування математичної моделі об'єкта, розробки алгоритму керування та дослідження ефективності запропонованої системи в наступному розділі роботи.

					<i>КНУ КРБ.174.26.04.01.ПЗ</i>	Арк.
						24
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

РОЗДІЛ 2

МАТЕМАТИЧНИЙ ОПИС ТА МОДЕЛЮВАННЯ MPC РЕГУЛЯТОРУ

2.1 Моделювання статичного режиму ректифікаційної колони в Aspen Hysys

Диспетчер, або середовище базису (рисунок 2.1) – це перша частина інтерфейсу Aspen Hysys. У цьому середовищі необхідно описати хімічні речовини, їх перетворення та термодинаміку системи, що моделюється.

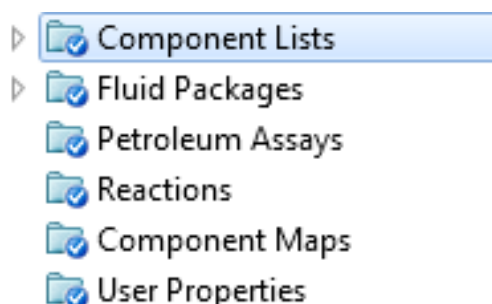


Рисунок 2.1 – Диспетчер базису

Стандартна бібліотека компонентів Aspen Hysys описує більшість компонентів, що зустрічаються в науковій літературі. Також присутній конструктор гіпотетичних компонентів, завдяки якому можна самостійно вказати властивості гіпотетичної речовини та використовувати її при моделюванні. На рисунку 2.2 представлено вікно вибору компонентів. Пошук по базі компонентів здійснюється за назвою або хімічною формулою. Для зручності пошуку можна застосовувати фільтри за типом речовин або за необхідним термодинамічним пакетом.

					<i>КНУ КРБ.174.26.04.02.ПЗ</i>		
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	<i>РОЗДІЛ 2</i>		
Розроб.		Лук'янов Д. О.					
Перевір.		Тиханський М. П.					
Н. Контр.		Маринич І.А.					
Затверд.		Маринич І.А.			<i>АКНТ АКІТР-23ск</i>		
						Літ.	Арк.
							25
							37

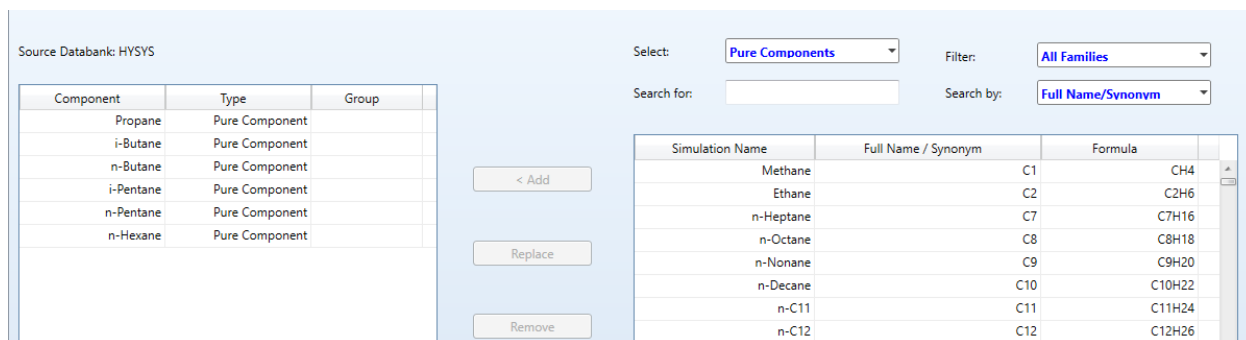


Рисунок 2.2 – Вікно пошуку компонентів

Термодинамічна поведінка речовин, а також їхні фазові стани описуються за допомогою рівнянь, що пов'язують між собою параметри речовини та термодинамічні характеристики. Для опису поведінки вуглеводнів традиційно використовується рівняння Пенга-Робінсона (Рисунок 2.3).

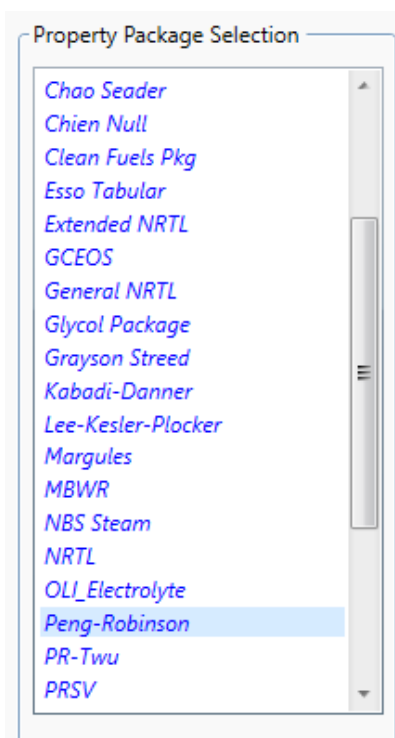


Рисунок 2.3 – Вибір групи термодинамічних моделей

Моделювання технологічної схеми здійснюється за допомогою стандартної бібліотеки (рисунок 2.4). У ній містяться матеріальні та енергетичні потоки, теплообмінники, клапани, насоси, ректифікаційні колони та інші.

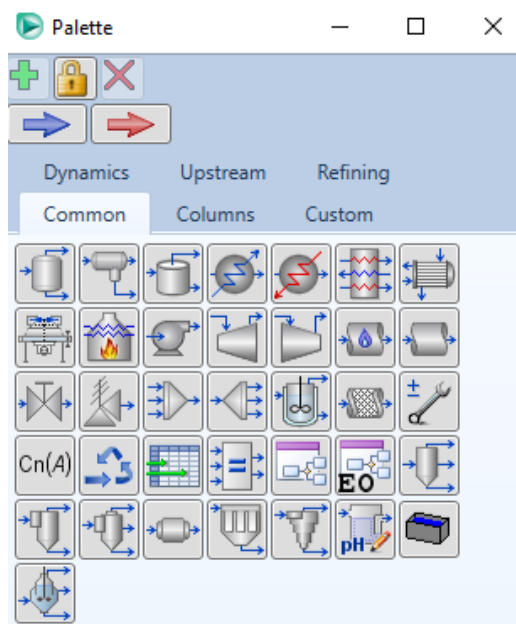


Рисунок 2.4 – Стандартна бібліотека компонентів

Для задання матеріального потоку живлення колони (рисунок 2.5) необхідно вказати температуру потоку, тиск, витрату та концентрацію речовин у потоці.

Material Stream: Feed		
Worksheet Attachments Dynamics		
Worksheet	Stream Name	Feed
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,1888
Properties	Temperature [C]	75,00
Composition	Pressure [kPa]	1033
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	384,1
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	2,336e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	40,00
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,436e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	117,9
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-5,514e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	39,60
	Fluid Package	Basis-1
	Utility Type	

Рисунок 2.5 – Задання матеріального потоку живлення колони

Для налаштування самої колони необхідно задати кількість тарілок, задати тарілки подачі та відбору, задати тип кип'ятильника, тиск у конденсаторі та кип'ятильнику, перепади тиску на кип'ятильнику та конденсаторі (рисунок 2.6).

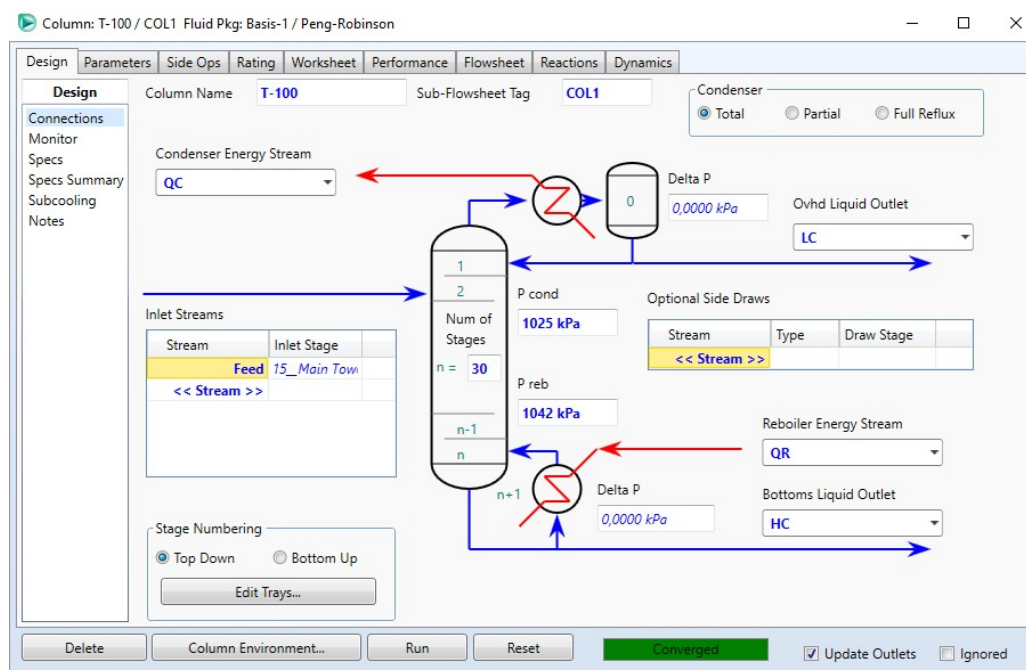


Рисунок 2.6 – Налаштування ректифікаційної колони

Колона розраховується чисельними методами за специфікаціями (рисунок 2.7). Варіюючи параметри специфікації, можна розглядати різні режими роботи колони.

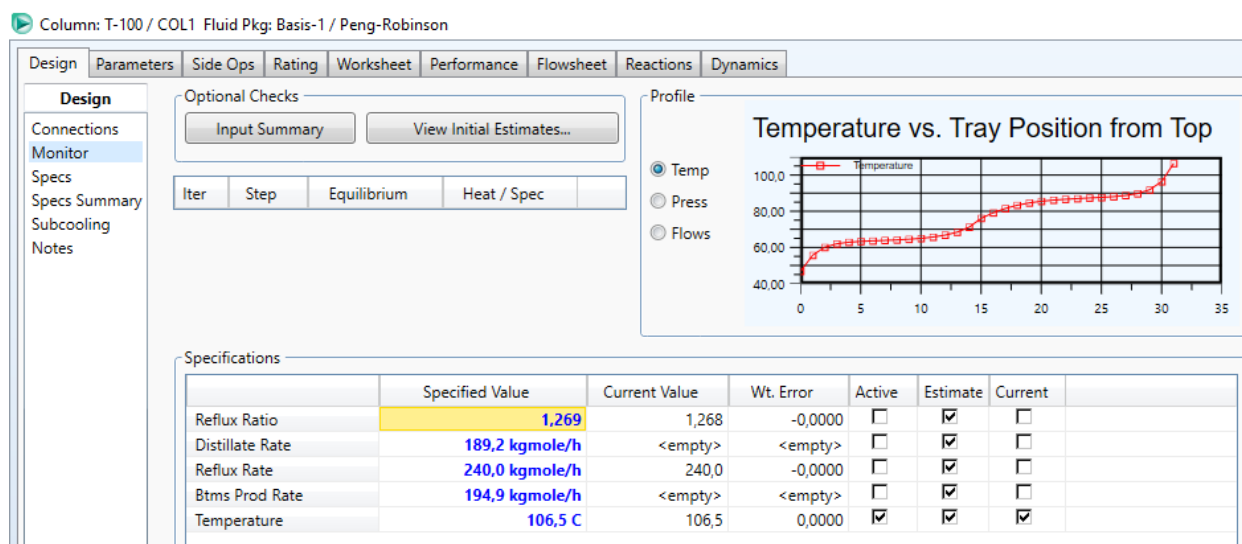


Рисунок 2.7 – Налаштування специфікацій колони

В результаті коректного налаштування ректифікаційної колони автоматично розраховуються вихідні матеріальні потоки та енергетичні потоки (Рисунок 2.8).

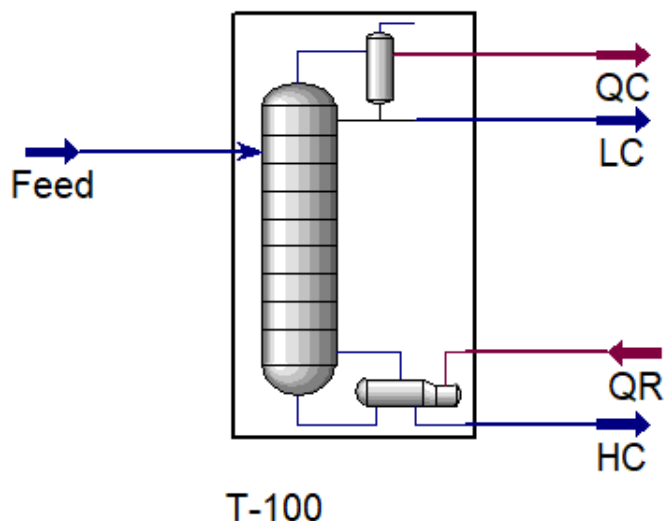


Рисунок 2.8 – Розрахована ректифікаційна колона

2.2 Моделювання динамічного режиму ректифікаційної колони в Aspen Hysys

Динамічний режим моделювання передбачає наявність шумів у матеріальному потоці живлення. Оскільки найменше відхилення на великій дистанції виводить колону з робочого режиму, для переведення в динамічний режим Hysys вимагає встановити регулюючі клапани (рисунок 2.9) на вихідні матеріальні потоки.

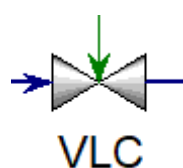


Рисунок 2.9 – Регулюючий клапан

Для автоматичного керування клапанами використовується класичний ПІД-регулятор (рисунок 2.10).

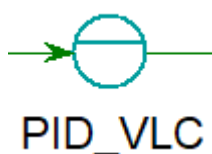


Рисунок 2.10 – ПІД-регулятор

					КНУ КРБ.174.26.04.02.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		29

Технологічна схема ректифікаційної колони, з якої можна знімати перехідні процеси, представлена на рисунку 2.11. Для зняття перехідних характеристик використовується стандартний компонент Aspen Hysys Strip Charts.

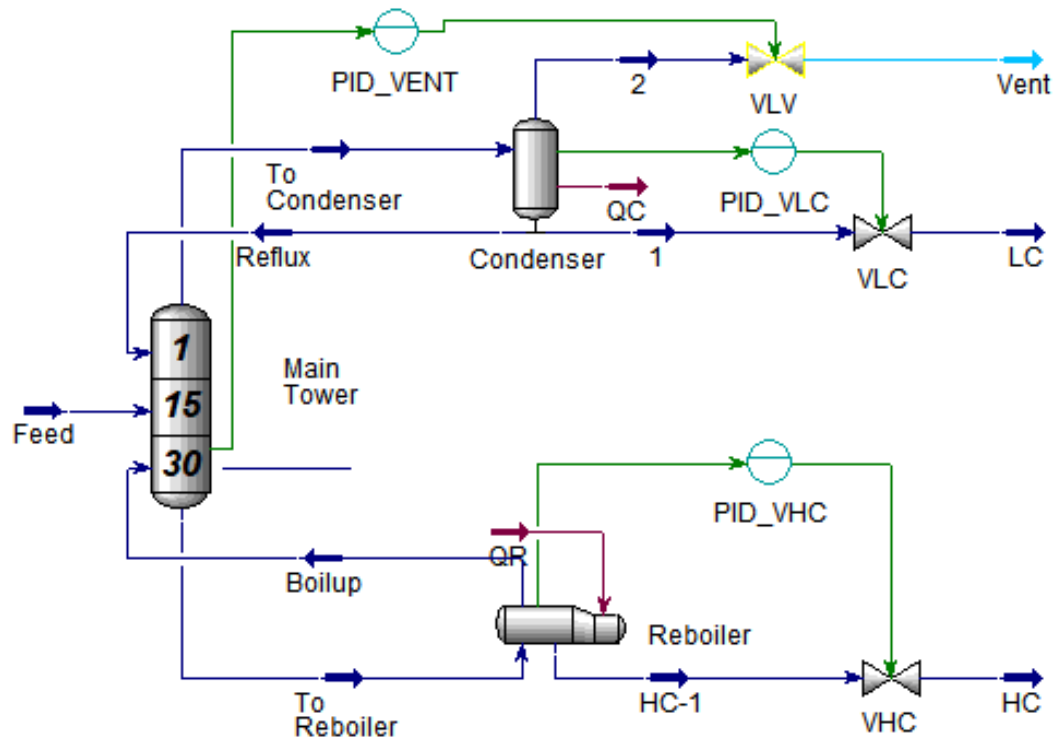


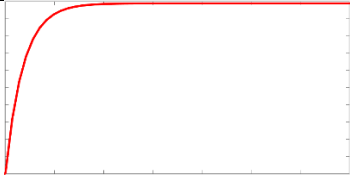
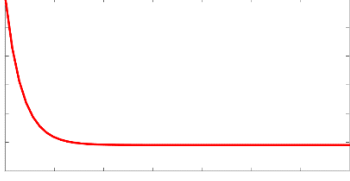
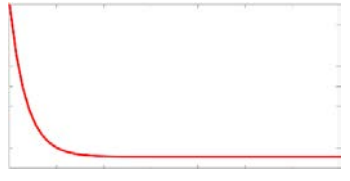
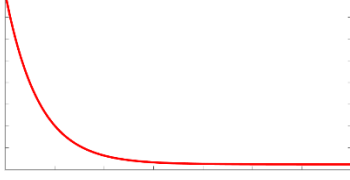
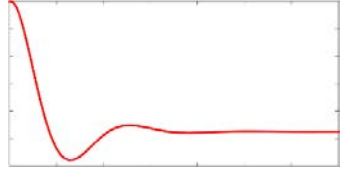
Рисунок 2.11 – Технологічна схема ректифікаційної колони

2.3 Проєктування MPC-регулятора

В результаті зняття перехідних характеристик було отримано матрицю впливів для MPC-контролера (Таблиця 2.1).

Зміна контрольованого параметра розраховується за принципом суперпозиції, тобто зміна контрольованого параметра є алгебраїчною сумою ефектів від усіх впливів. Модель ректифікаційної колони представлена на рисунках 2.12 - 2.15.

Таблиця 2.1 - Матриця MPC-контролера

			T1	T2
			CV	CV
			Температура в кубі колони	Температура верху колони
F1	MV	Витрата пари		
F2	MV	Витрата зрошення		
F3	DV	Витрата живлення		

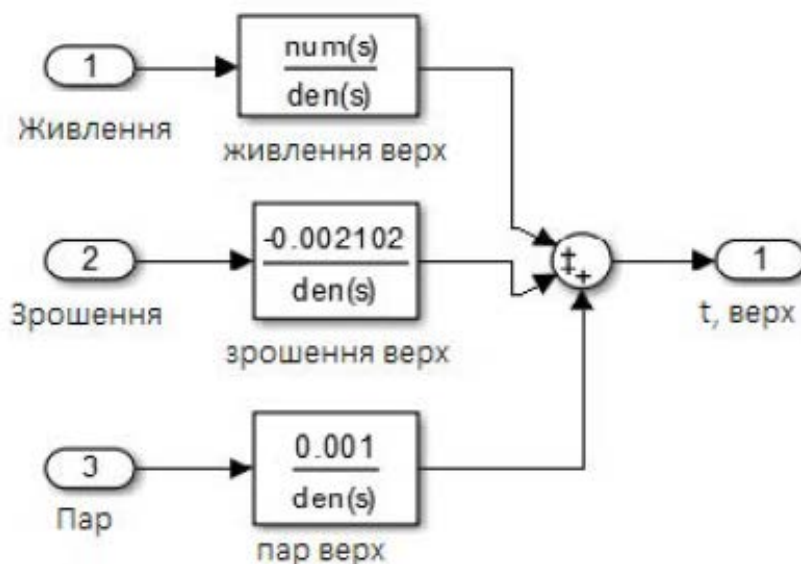


Рисунок 2.12 – Температура на верхній контрольній тарілці

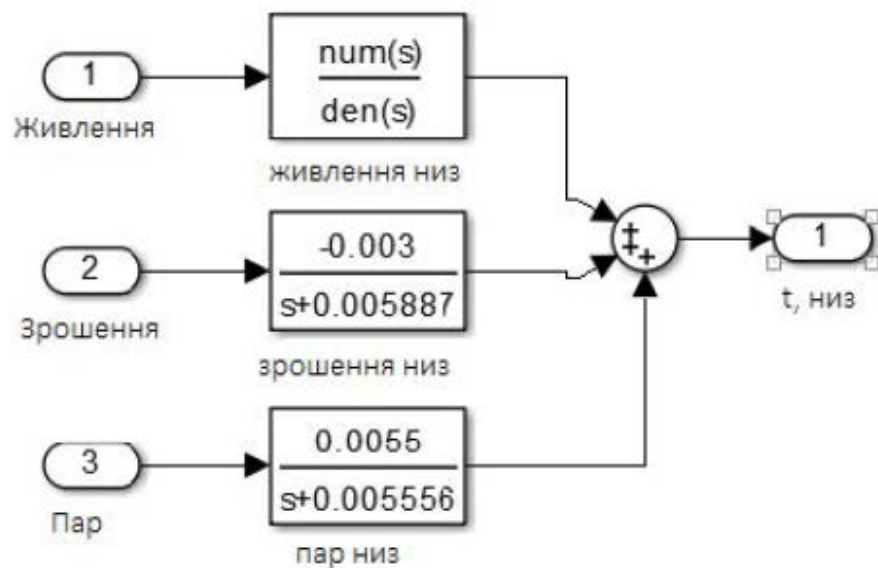


Рисунок 2.13 – Температура на нижній контрольній тарілці



Рисунок 2.14 – Модель зміни температури на верхній і нижній тарілці

Ініціалізація MPC-регулятора представлена на рисунку 2.15.

```
>> plant = linearize('vkr'); % Виконується лінеаризація моделі

plant = setmpcsignals(plant, 'MD', 1); % Вхід живлення ректифікаційної колони встановлюється як вимірюване збурення

Ts = 0.2; % Час дискретизації

M = 5; % Горизонт керування

P = 10; % Горизонт прогнозування

mpcobj = mpc(plant, Ts, M, P) % Ініціалізація MPC-контролера
```

Рисунок 2.15 – Первісне налаштування MPC-регулятора

Модель керування ректифікаційною колоною з використанням MPC-регулятора представлена на рисунку 2.16.

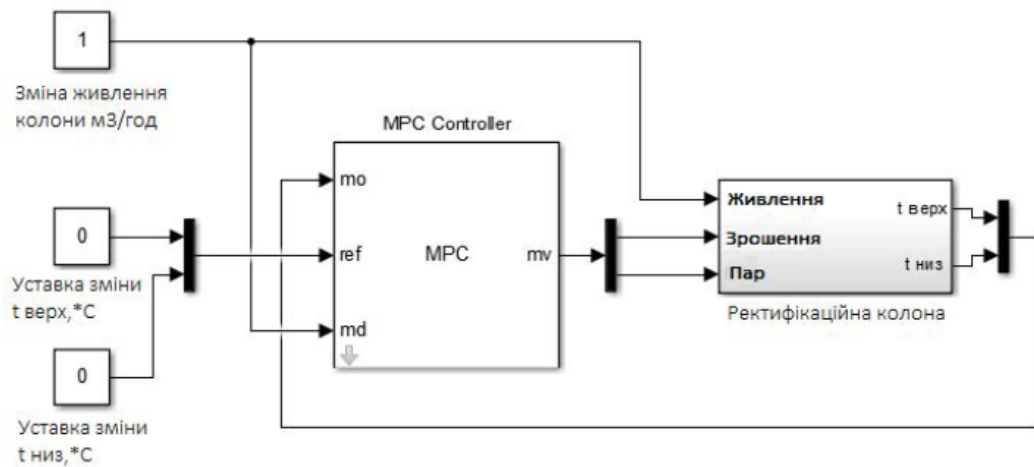


Рисунок 2.16 – MPC-регулятор

Для визначення оптимальних значень горизонту керування та горизонту прогнозу було проведено 3 експерименти.

Експеримент 1: горизонт керування – 2, горизонт прогнозу – 4.

Експеримент 2: горизонт керування – 5, горизонт прогнозу – 10.

Експеримент 3: горизонт керування – 10, горизонт прогнозу – 20.

Графік зміни температури у верхній контрольній точці за результатами експериментів представлений на рисунку 2.17.

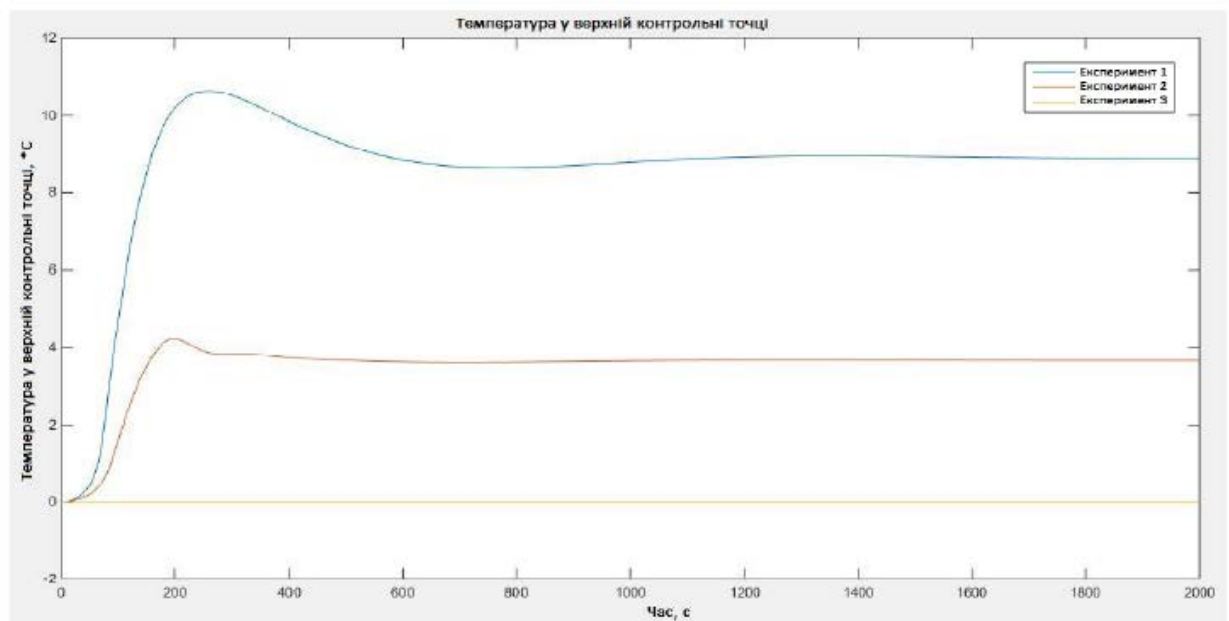


Рисунок 2.17 – Температура у верхній контрольній точці за результатами експериментів

Графік зміни температури в нижній контрольній точці за результатами експериментів представлений на рисунку 2.18.

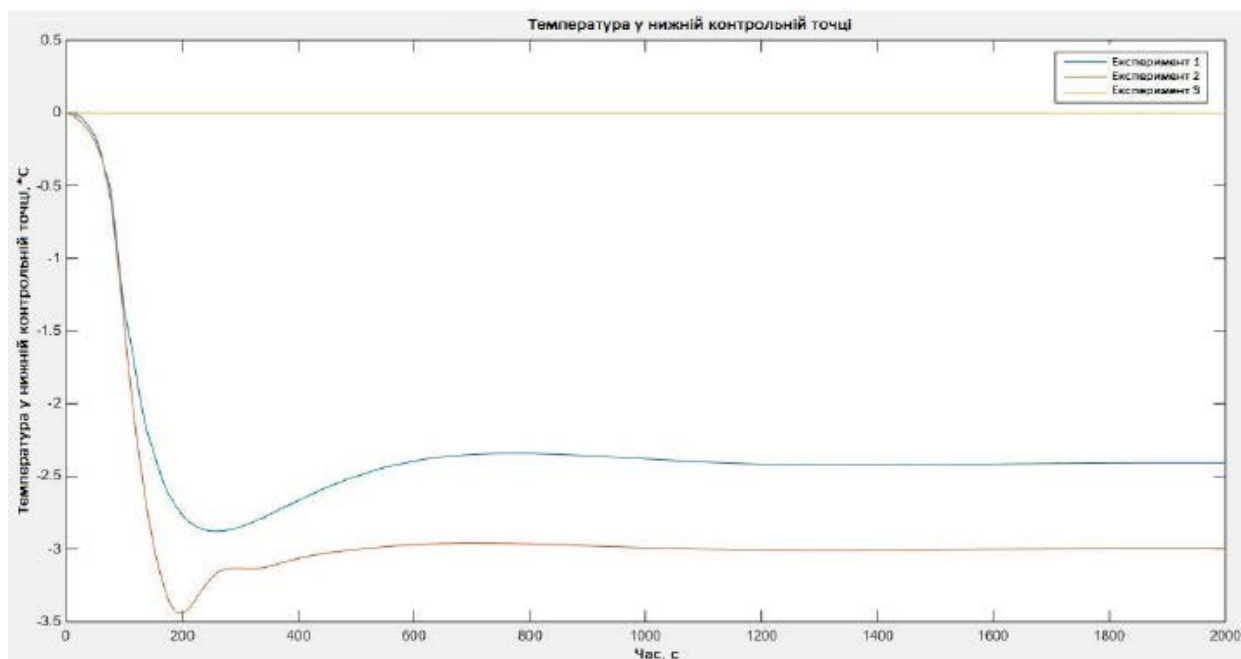


Рисунок 2.18 – Температура в нижній контрольній точці за результатами експериментів

Графік зміни ступеня відкриття клапана зрошення за результатами експериментів представлений на рисунку 2.19.

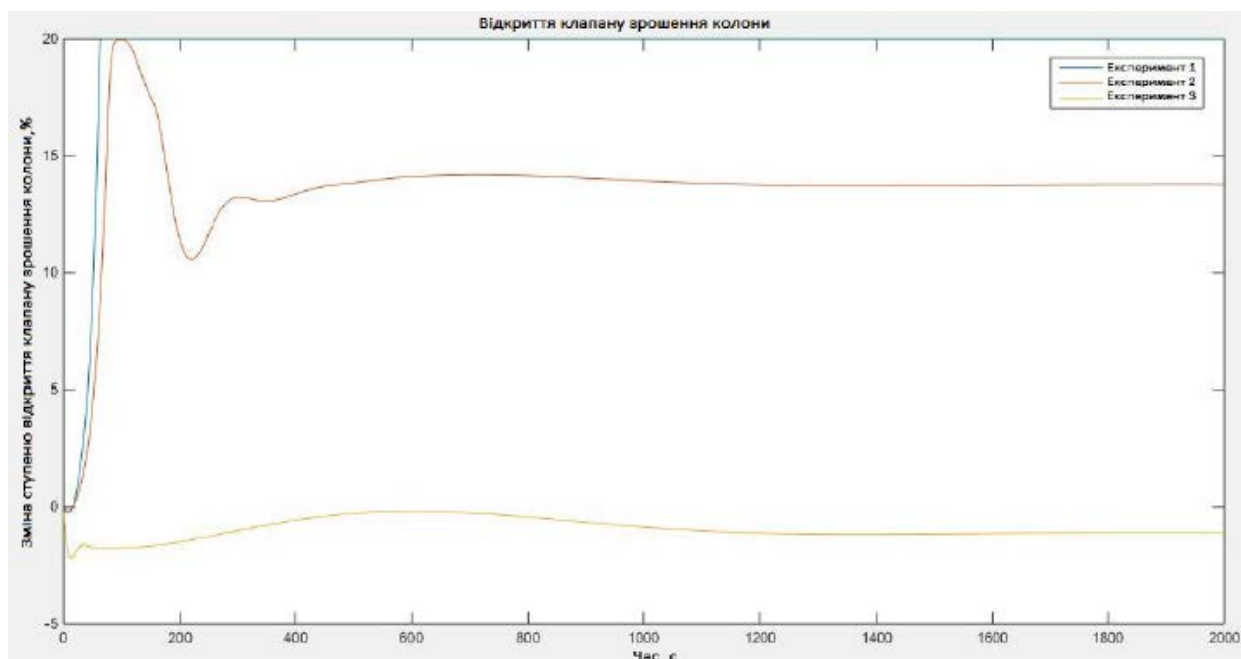


Рисунок 2.19 – Зміна ступеня відкриття клапана зрошення колоні

Графік зміни ступеня відкриття клапана пари за результатами експериментів представлений на рисунку 2.20.

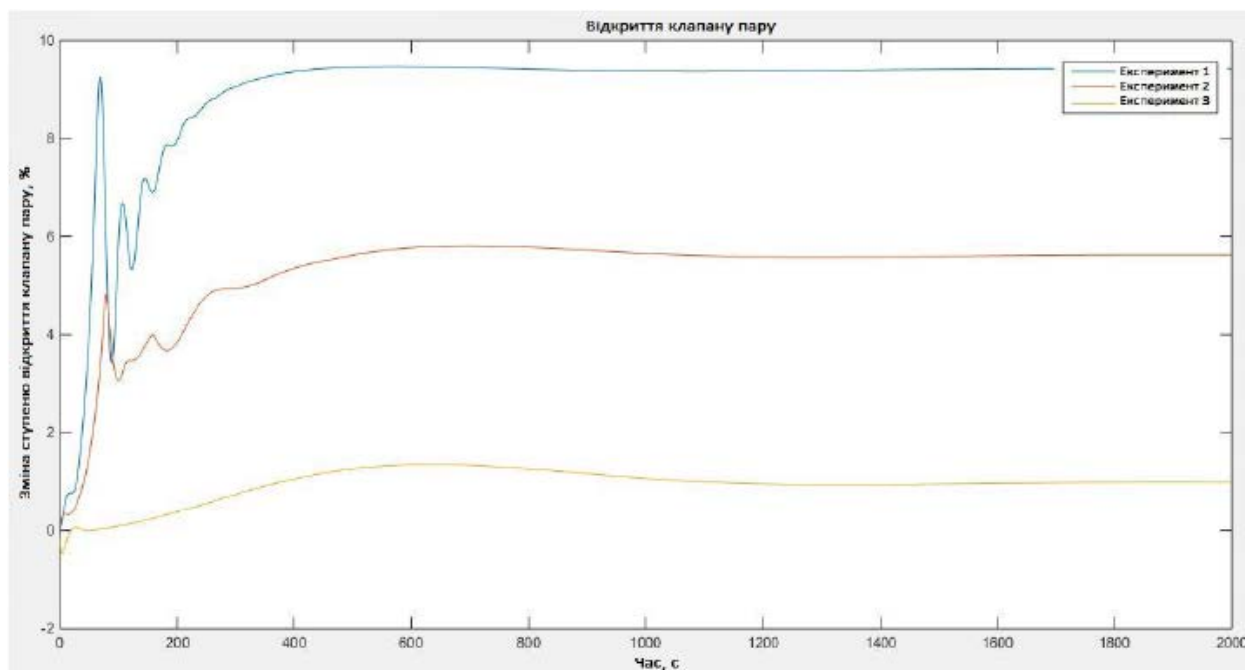


Рисунок 2.20 - Зміна ступеня відкриття клапана пари

З рисунків 2.17 та 2.19 випливає, що система збігається до уставки тільки в третьому експерименті. При найменших змінах у відкритті клапанів зрошення та пари (рисунки 2.19 та 2.20).

Для визначення оптимального значення часу дискретизації було проведено 3 експерименти.

Експеримент 1: час дискретизації – 1 с.

Експеримент 2: час дискретизації – 5 с.

Експеримент 3: час дискретизації – 10 с.

Графік зміни температури у верхній контрольній точці за результатами експериментів представлений на рисунку 2.21.

Максимальне відхилення для експериментів:

1) 0.0097;

2) 0.0105;

3) 0.0119.

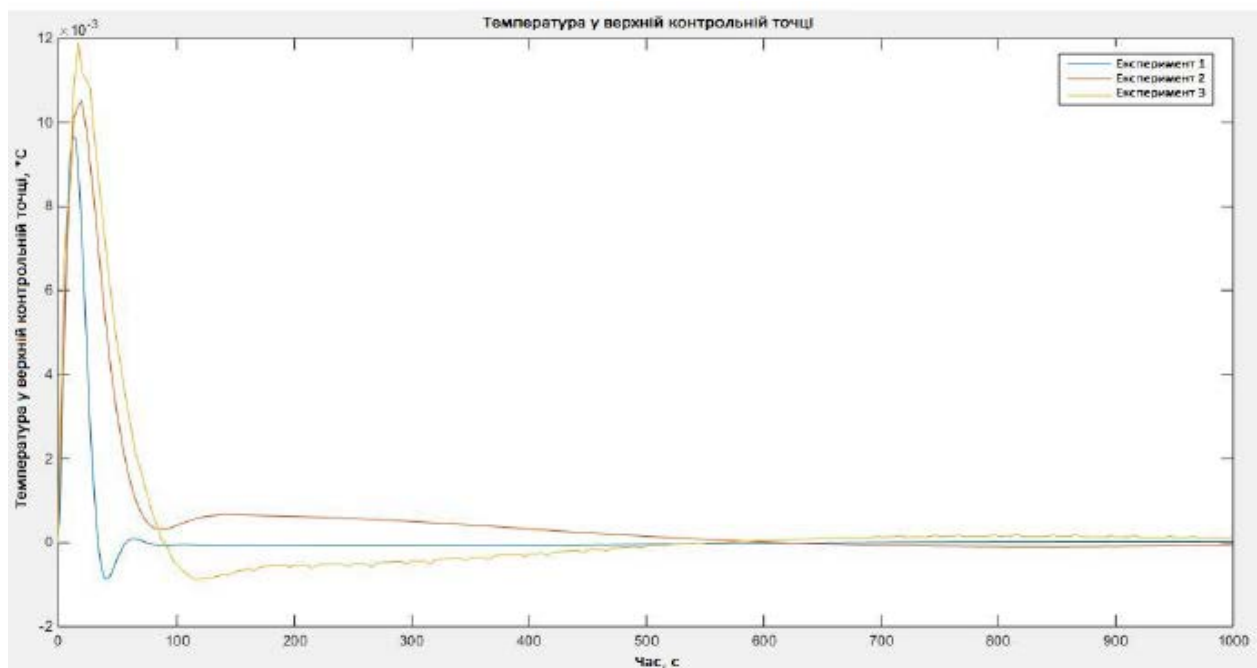


Рисунок 2.21 – Температура у верхній контрольній точці колони

Графік зміни температури в нижній контрольній точці за результатами експериментів представлений на рисунку 2.22.

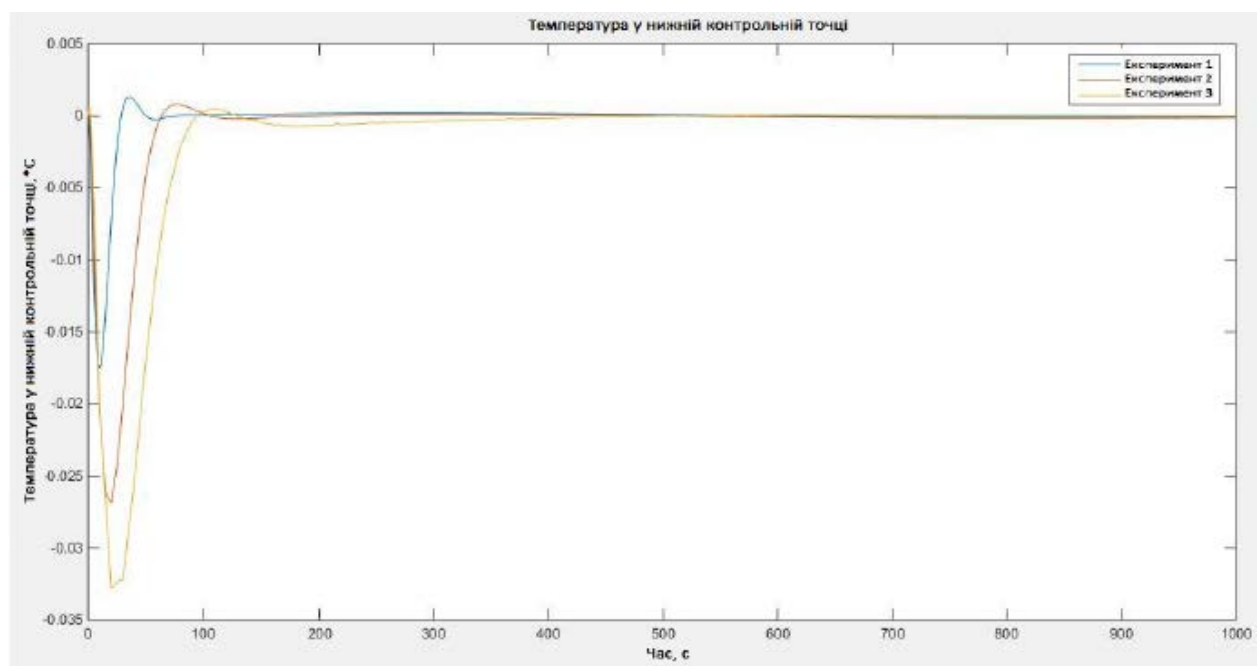


Рисунок 2.22 – Температура в нижній контрольній точці колони

Максимальне відхилення для експериментів:

1) – 0.0175;

2) – 0.0269;

3) – 0.0328.

Графік зміни ступеня відкриття клапана зрошення за результатами експериментів представлений на рисунку 2.23.

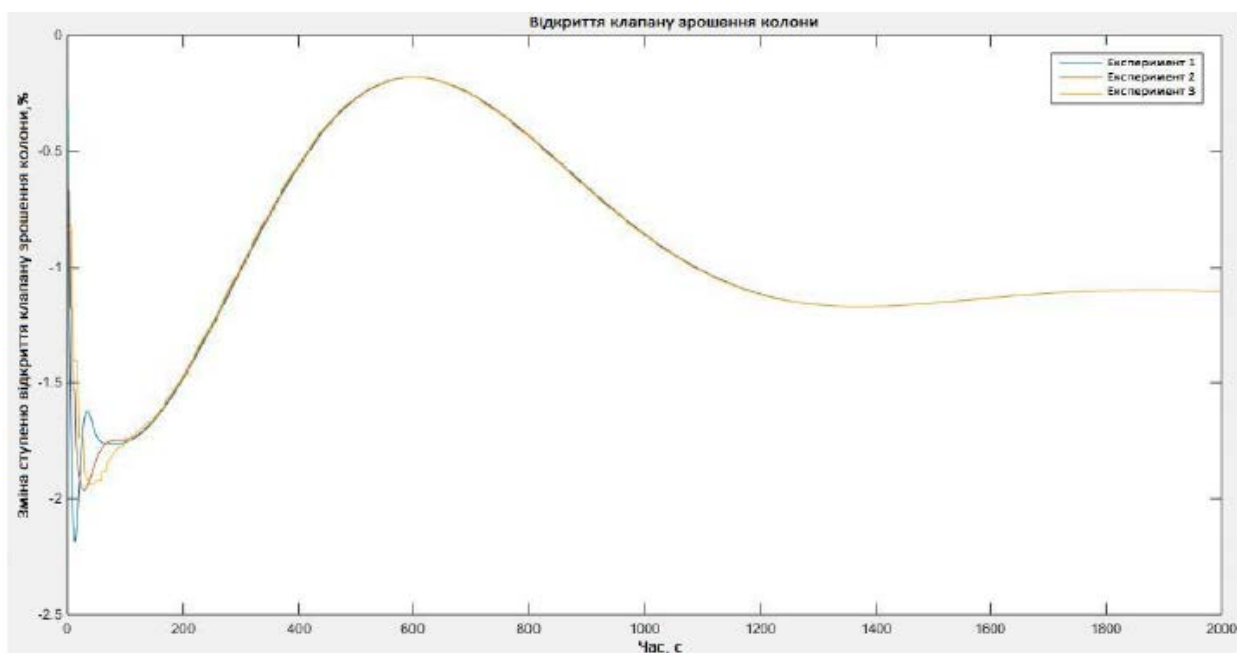


Рисунок 2.23 – Зміна ступеня відкриття клапана зрошення колони

Середнє арифметичне змін відкриття клапанів по зрошенню:

1) – 0.9434; 2) – 0.9408; 3) – 0.9434.

Графік зміни ступеня відкриття клапана пари за результатами експериментів представлений на рисунку 2.24.

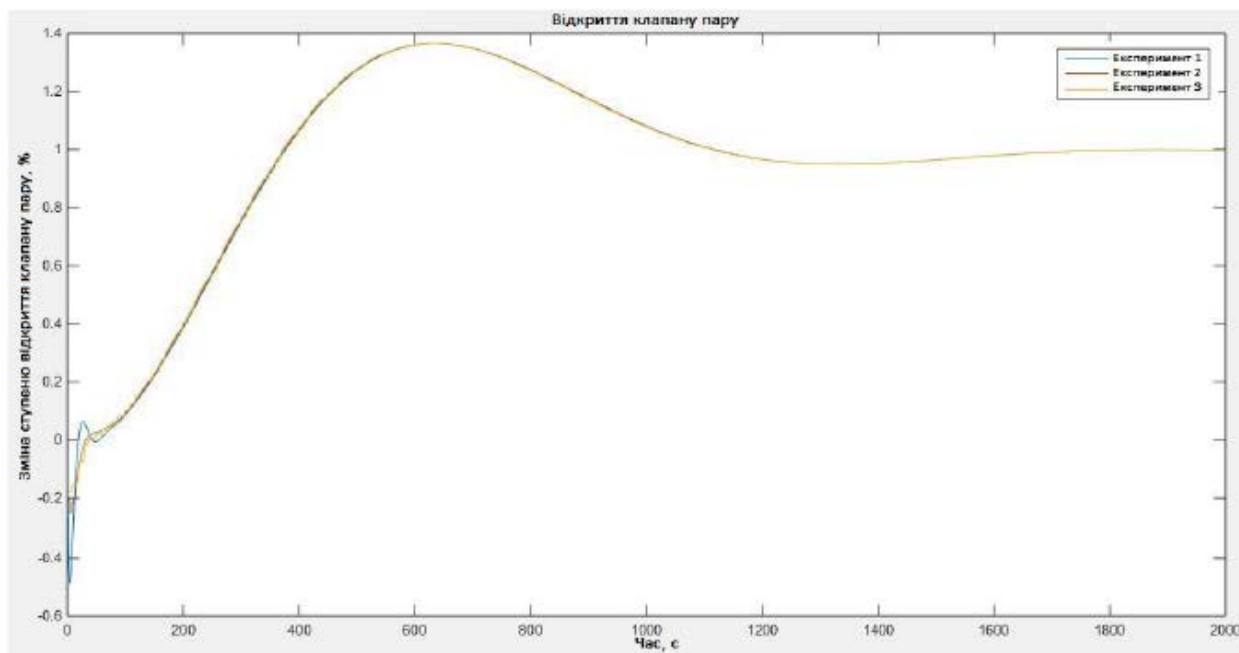


Рисунок 2.24 - Зміна ступеня відкриття клапана пари

Середнє арифметичне змін відкриття клапанів по пару:

1) - 0.9495;

2) - 0.9251;

3) - 0.9157.

В результаті експериментів було виявлено, що найшвидше, з найменшим відхиленням від заданих температур систему стабілізує MPC-контролер із кроком дискретизації 1 с.

2.4 Показники якості ПД-регулятора та MPC регулятора для різних видів збурюючих впливів

Для порівняння ПД-регулятора та MPC-регулятора було зібрано схему в Simulink, зображену на рисунку 2.25.

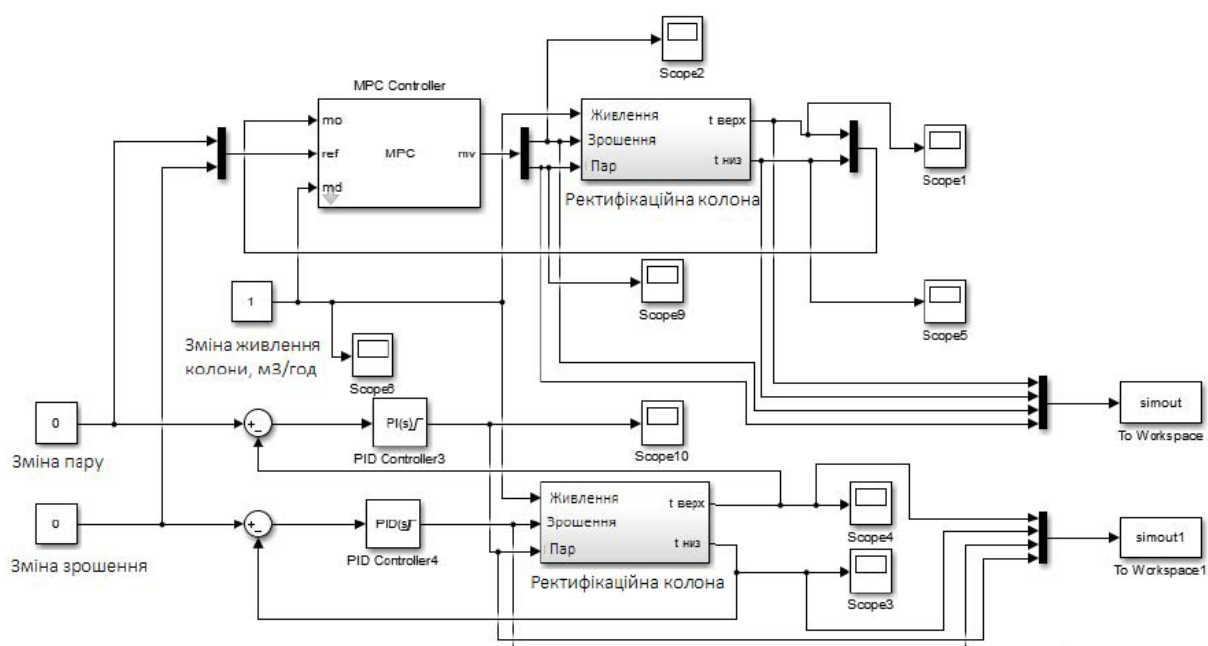


Рисунок 2.25 – Схема для порівняння ПД-регулятора та MPC-регулятора

2.4.1 Реакція системи на одиничне ступінчасте збурення

Зміна температури у верхній контрольній точці колони при одиничному збурюючому впливі зображена на рисунку 2.26.

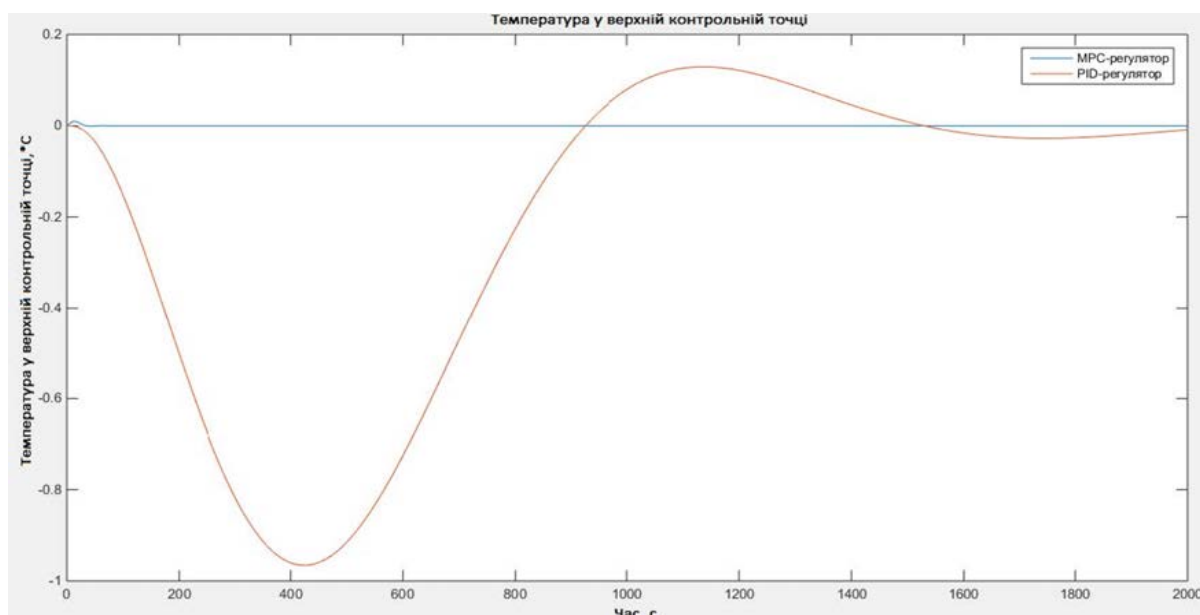


Рисунок 2.26 - Температура у верхній контрольній точці колони

Максимальне відхилення температури у верхній контрольній точці для MPC-регулятора - 0.0097. Максимальне відхилення температури у верхній контрольній точці для ПІД-регулятора - 0.9658.

Зміна температури в нижній контрольній точці колони при одиничному збурюючому впливі зображена на рисунку 2.27.

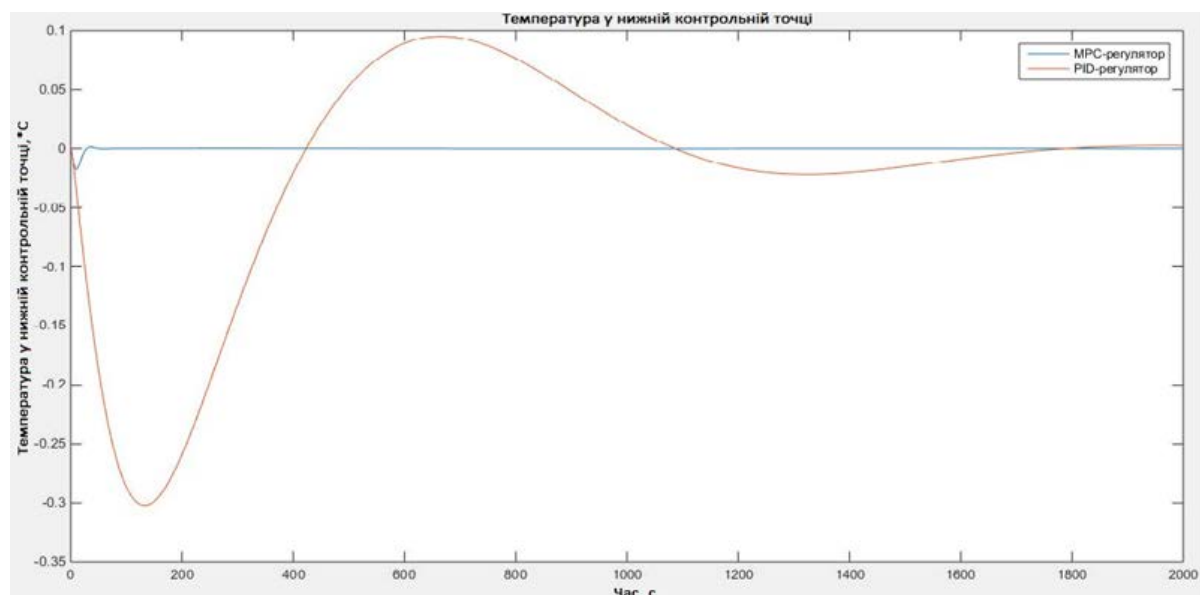


Рисунок 2.27 – Температура в нижній контрольній точці колони

Максимальне відхилення температури у верхній (нижній) контрольній точці для MPC-регулятора - 0.0175.

Максимальне відхилення температури у верхній (нижній) контрольній точці для ПІД-регулятора - 0.3022.

Зміна ступеня відкриття клапана зрошення при одиничному збурюючому впливі зображена на рисунку 2.28.

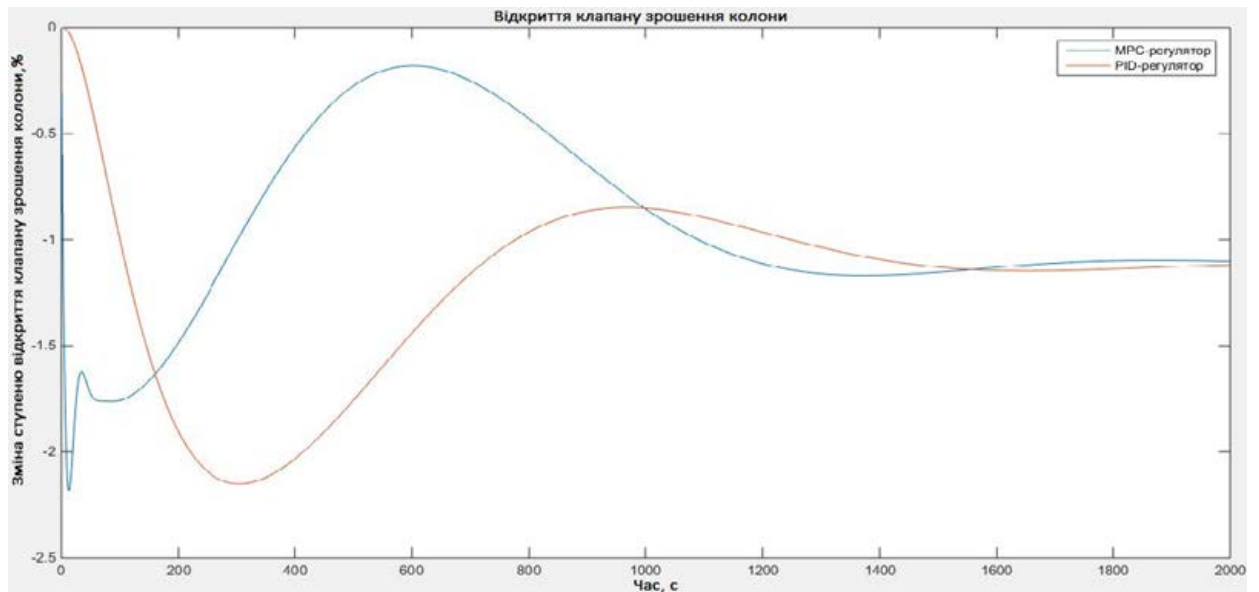


Рисунок 2.28 - Зміна ступеня відкриття клапана зрошення колони

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням MPC-регулятора - -0.9432.

Середнє арифметическое зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням ПІД-регулятора - -1.2130.

Зміна ступеня відкриття клапана пари при одиничному збурюючому впливі зображена на рисунку 2.29.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по пару з використанням MPC-регулятора - 0.9481.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по пару з використанням ПІД-регулятора - 0.7873.

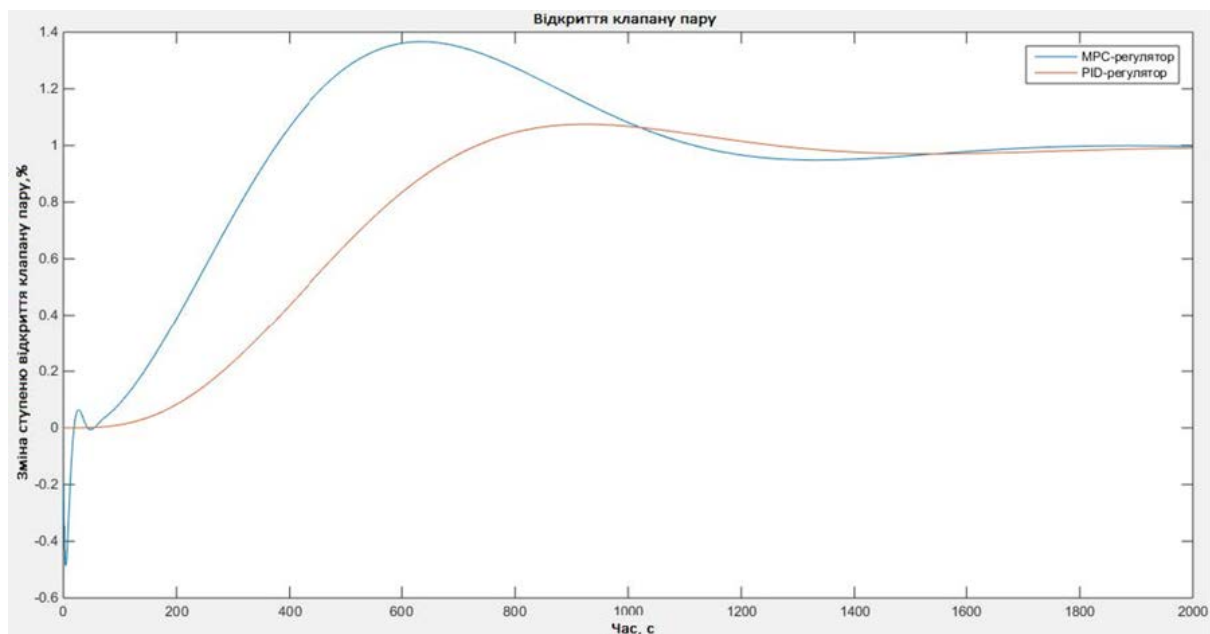


Рисунок 2.29 - Зміна ступеня відкриття клапана пари

2.4.2 Реакція системи на аперіодичну ланку першого порядку

Передавальна функція аперіодичної ланки першого порядку (2.1):

$$W(s) = \frac{1}{400s + 1} \quad (2.1)$$

Зміна температури у верхній контрольній точці колони при збурюючому впливі, що дорівнює аперіодичній ланці першого порядку, зображена на рисунку 2.30.

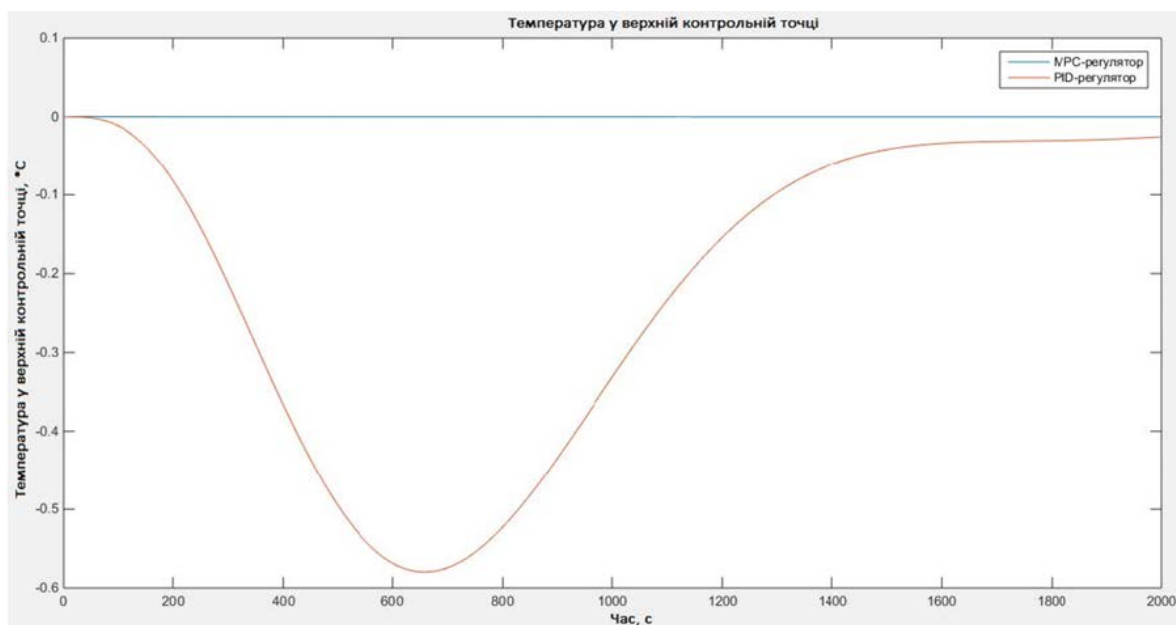


Рисунок 2.30 - Температура у верхній контрольній точці колони

Максимальне відхилення температури у верхній контрольній точці для MPC-регулятора – 0.0005.

Максимальне відхилення температури у верхній контрольній точці для ПД-регулятора - 0.5798.

Зміна температури в нижній контрольній точці колони при збурюючому впливі, що дорівнює аперіодичній ланці першого порядку, зображена на рисунку 2.31.

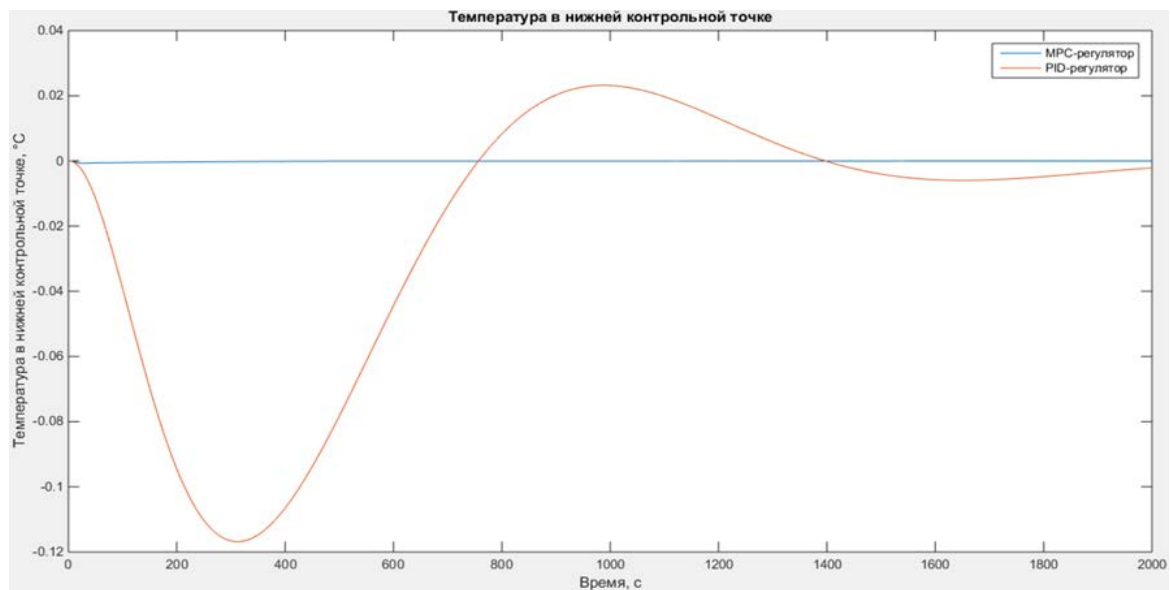


Рисунок 2.31 – Температура в нижній контрольній точці колони

Максимальне відхилення температури в нижній контрольній точці для MPC-регулятора – 0.0006.

Максимальне відхилення температури в нижній контрольній точці для ПД-регулятора - 0.1168.

Зміна ступеня відкриття клапана по зрошенню при збурюючому впливі, що дорівнює аперіодичній ланці першого порядку, зображена на рисунку 2.32.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням MPC-регулятора - -0.7304.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням ПД-регулятора - -0.9931.

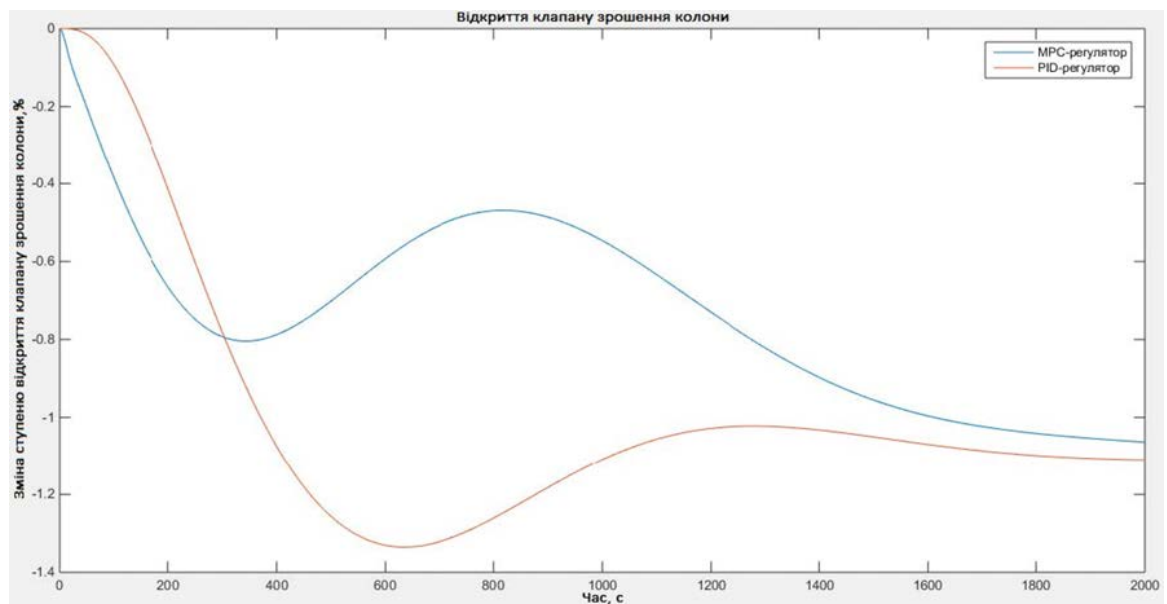


Рисунок 2.32 - Зміна ступеня відкриття клапана зрошення колони

Зміна ступеня відкриття клапана пари при збурюючому впливі, що дорівнює аперіодичній ланці першого порядку, зображена на рисунку 2.33.

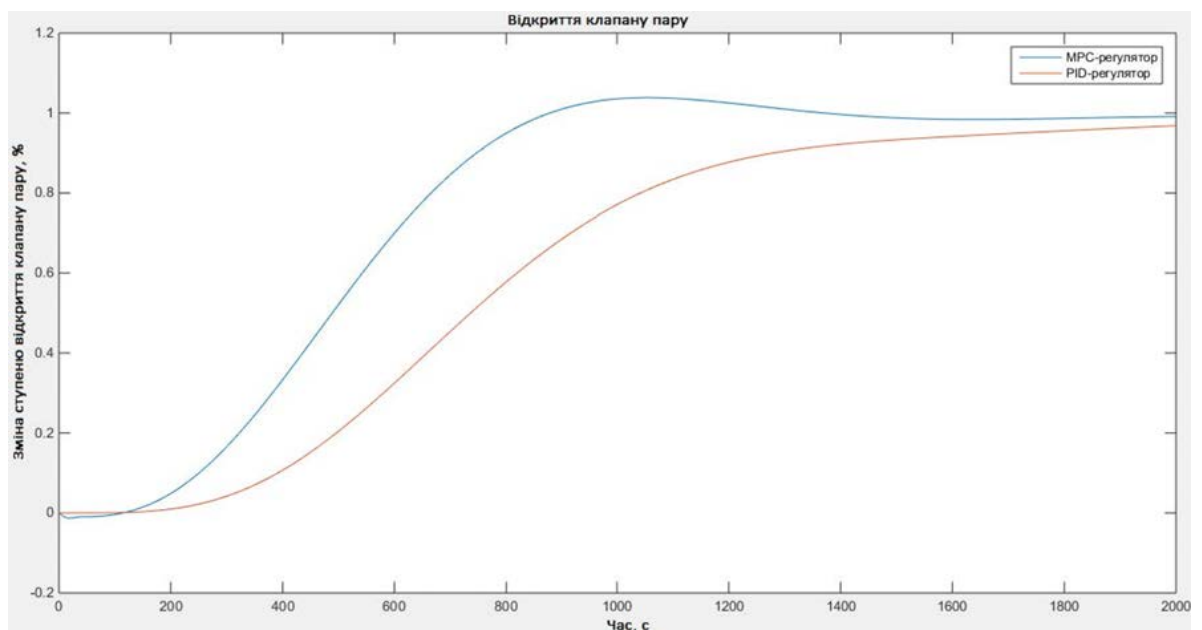


Рисунок 2.33 - Зміна ступеня відкриття клапана пари

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по пару з використанням МРС-регулятора - 0.7525.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по пару з використанням ПІД-регулятора - 0.5951.

2.4.3 Реакція системи на аперіодичну ланку другого порядку

Передавальна функція аперіодичної ланки другого порядку (2.2):

$$W(s) = \frac{1}{600s^2 + 4s + 1} \quad (2.2)$$

Зміна температури у верхній контрольній точці колони при збурюючому впливі, що дорівнює аперіодичній ланці другого порядку, зображена на рисунку 2.34.

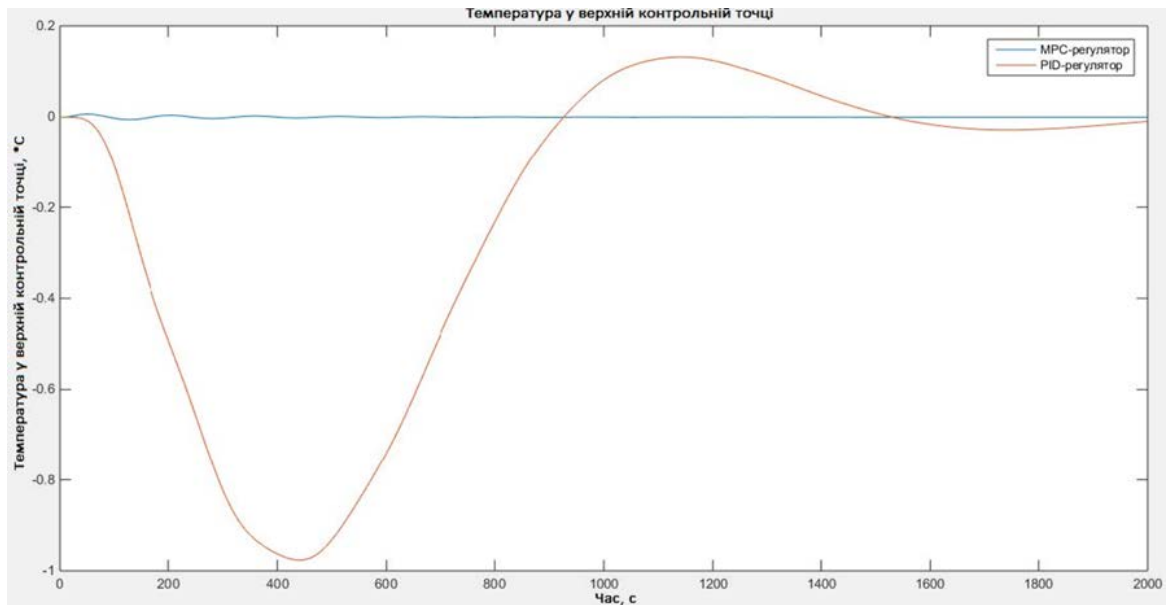


Рисунок 2.34 - Температура у верхній контрольній точці колони

Максимальне відхилення температури у верхній контрольній точці для MPC-регулятора – 0.0064.

Максимальне відхилення температури у верхній контрольній точці для PID-регулятора - 0.9766.

Зміна температури в нижній контрольній точці колони при збурюючому впливі, що дорівнює аперіодичній ланці другого порядку, зображена на рисунку 2.35.

Максимальне відхилення температури в нижній контрольній точці для MPC-регулятора – 0.0098.

Максимальне відхилення температури в нижній контрольній точці для PID-регулятора - 0.4056.

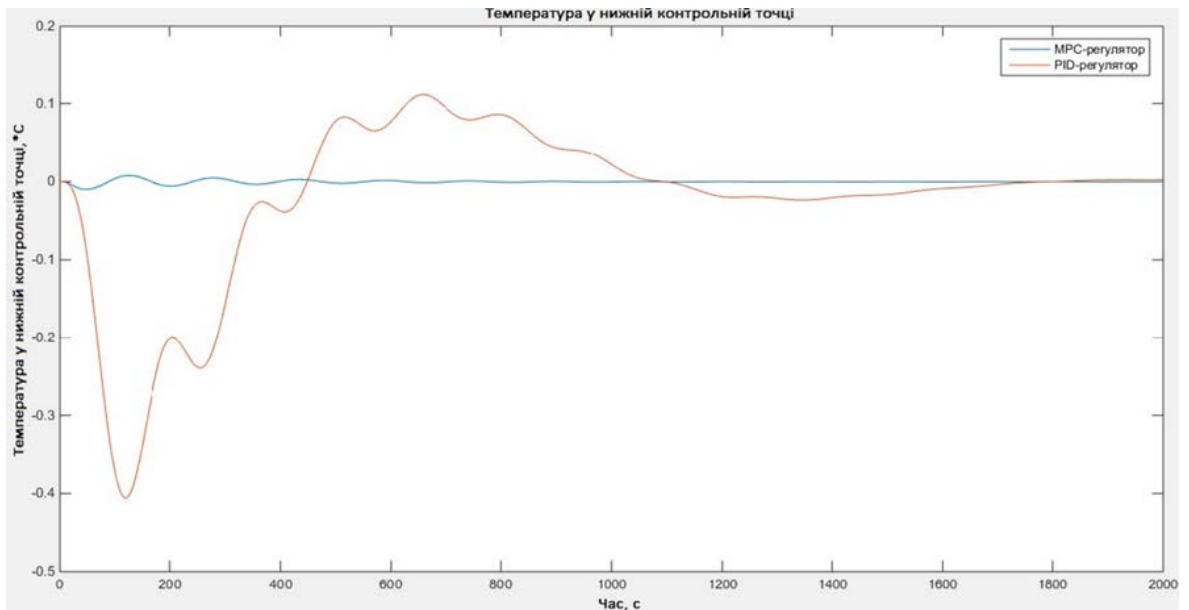


Рисунок 2.35 – Температура в нижній контрольній точці колони

Зміна ступеня відкриття клапана по зрошенню при збурюючому впливі, що дорівнює аперіодичній ланці другого порядку, зображена на рисунку 2.36.

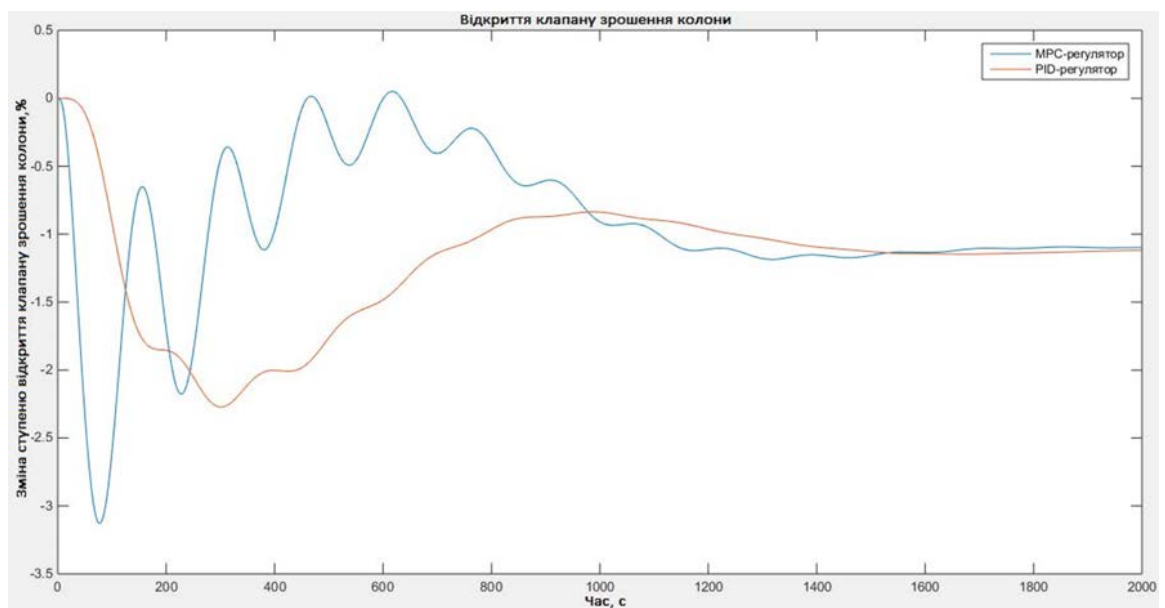


Рисунок 2.36 - Зміна ступеня відкриття клапана зрошення колони

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням MPC-регулятора - -0.9393.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням ПІД-регулятора - -1.2108.

Зміна ступеня відкриття клапана пари при збурюючому впливі, що дорівнює аперіодичній ланці другого порядку, зображена на рисунку 2.37.

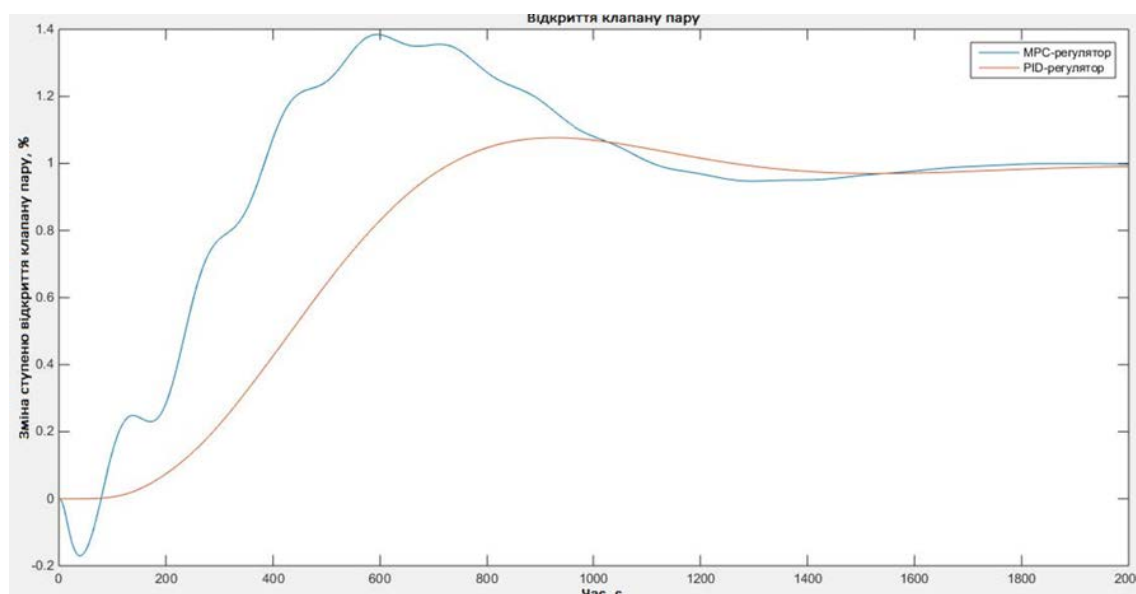


Рисунок 2.37 - Зміна ступеня відкриття клапана пари

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по пару з використанням MPC-регулятора - 0.9472.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по пару з використанням ПД-регулятора - 0.7854.

2.4.4 Реакція системи на синусоїдальне збурення

Амплітуда синусоїдального збурення 1.5, частота 0.01. Зміна температури у верхній контрольній точці колони при збурюючому синусоїдальному впливі зображена на рисунку 2.38.

Максимальне відхилення температури у верхній контрольній точці для MPC-регулятора – 0.0019.

Максимальне відхилення температури у верхній контрольній точці для ПД-регулятора - 0.9278.

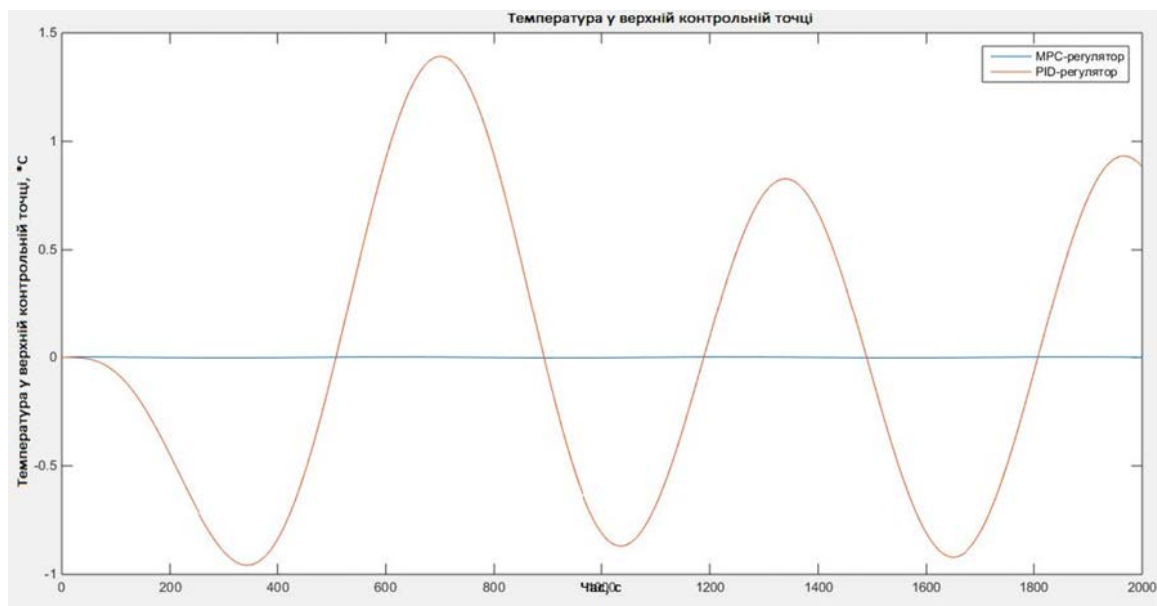


Рисунок 2.38 - Температура у верхній контрольній точці колони

Зміна температури в нижній контрольній точці колони при збурюючому синусоїдальному впливі зображена на рисунку 2.39.

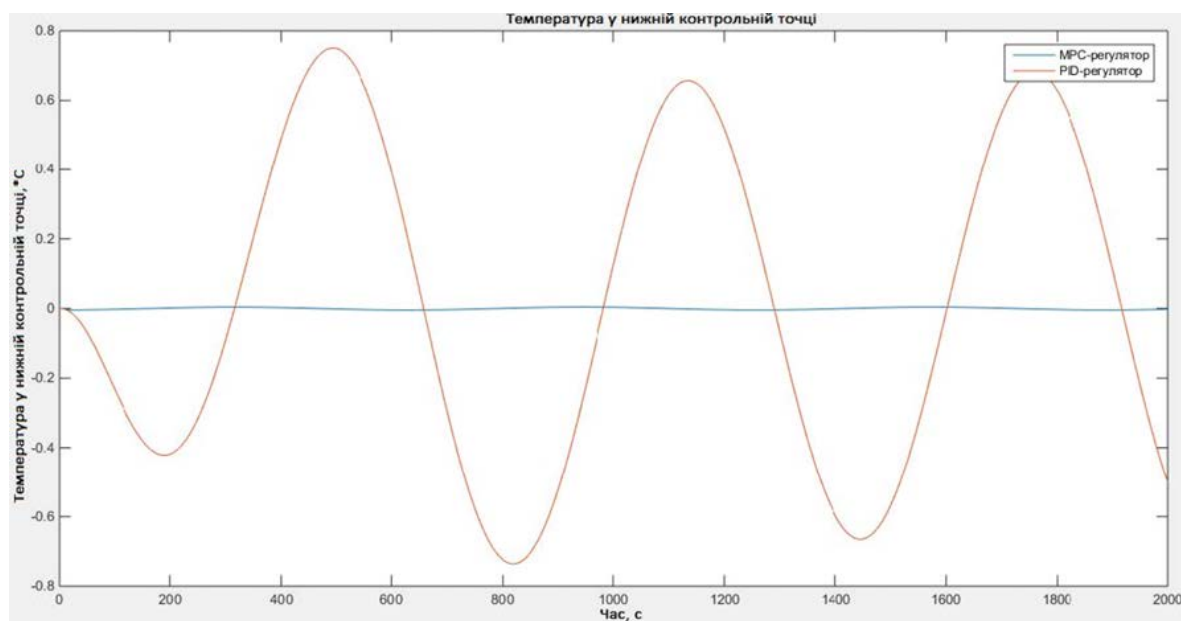


Рисунок 2.39 – Температура в нижній контрольній точці колони

Максимальне відхилення температури в нижній контрольній точці для MPC-регулятора – 0.0029.

Максимальне відхилення температури в нижній контрольній точці для ПІД-регулятора - 0.5004.

Зміна ступеня відкриття клапана по зрошенню при збурюючому синусоїдальному впливі зображена на рисунку 2.40.

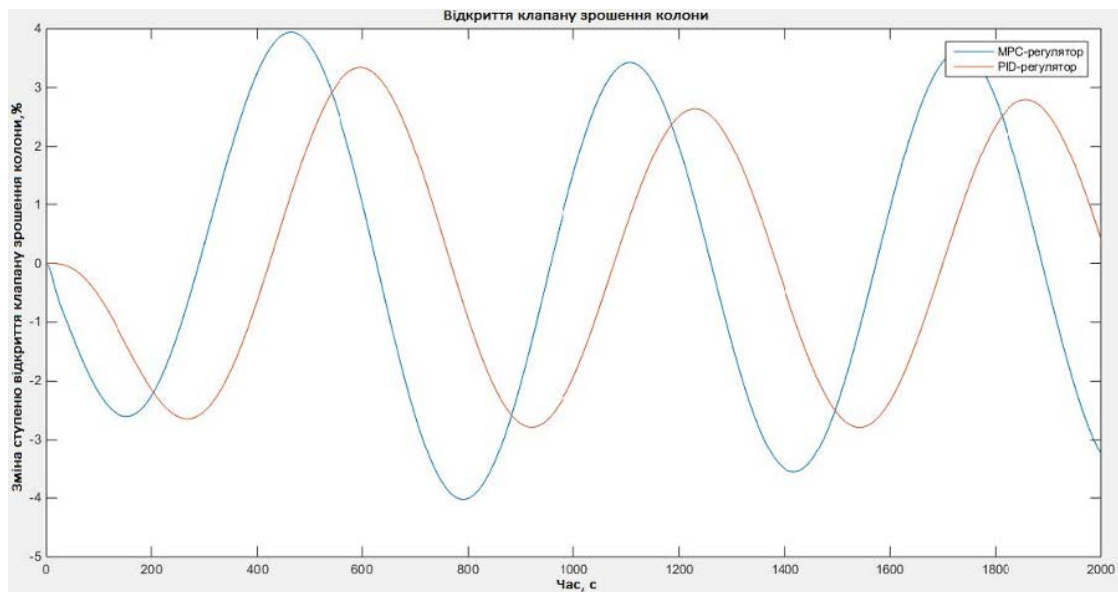


Рисунок 2.40 - Зміна ступеня відкриття клапана зрошення колони

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням MPC-регулятора - -0.0019.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням ПІД-регулятора - 0.0358.

Зміна ступеня відкриття клапана пари при збурюючому синусоїдальному впливі зображена на рисунку 2.41.

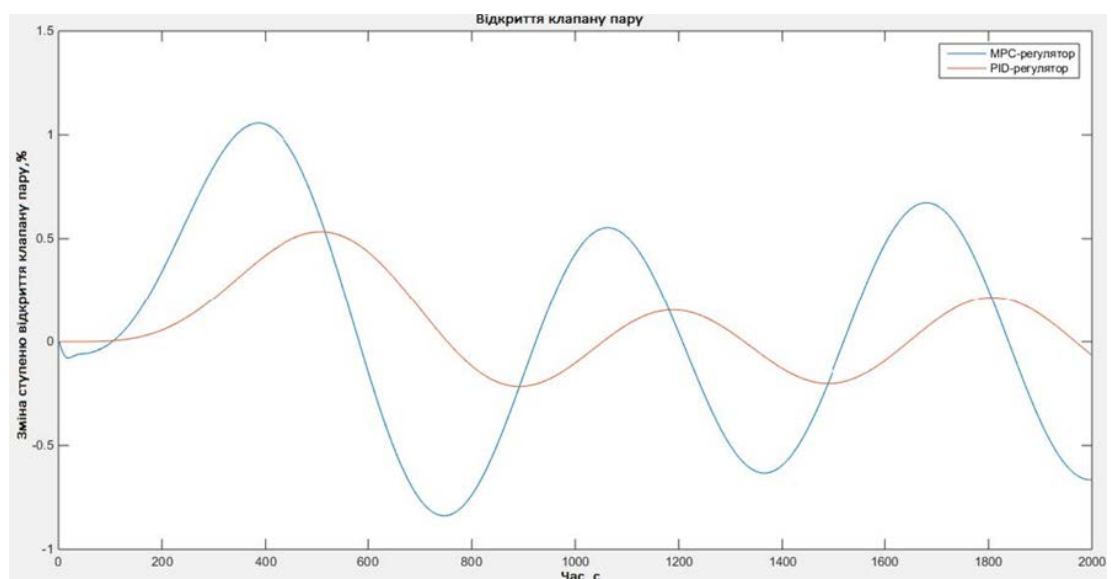


Рисунок 2.41 - Зміна ступеня відкриття клапана пари

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по пару з використанням МРС-регулятора - 0.0488.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по пару з використанням ПД-регулятора - 0.0560.

Показники якості регулювання зведені в таблицю 2.2

В результаті проведених досліджень було з'ясовано, що максимальне відхилення для розглянутих видів збурень при керуванні за допомогою МРС регулятора в середньому менше в 186 разів для верхньої контрольної точки та в 43 рази менше для нижньої контрольної точки. Виходячи з графіків, час перехідного процесу в середньому в 36 разів менший при використанні МРС регулятора

Таблиця 2.2 – Зведена таблиця показників якості регулювання

Вид сигналу збурення	Вид регулятора	Макс. відкл. у верхній точці, °C	Макс. відкл. у нижній точці, °C	Серед. відкр. клапана зрошення, %	Серед. відкр. клапана пари, %
Одиничне ступінчасте	МРС	0.0097	0.0175	-0.9432	0.9481
Одиничне ступінчасте	ПД	0.9658	0.3022	-1.2130	0.7873
Аперіодична ланка 1-го порядку	МРС	0.0005	0.0006	-0.7304	0.7525
Аперіодична ланка 1-го порядку	ПД	0.5798	0.1168	-0.9931	0.5951
Аперіодична ланка 2-го порядку	МРС	0.0064	0.0098	-0.9393	0.9472

Аперіодична ланка 2-го порядку	ПІД	0.9766	0.4056	-1.2108	0.7854
Синусоїдальний сигнал	МРС	0.0019	0.0029	-0.0019	0.0488
Синусоїдальний сигнал	ПІД	0.9278	0.5004	0.0358	0.0560

Істотне покращення показників якості досягається за рахунок збільшення витрат на пару в середньому на 20 %, при збільшенні витрати зрошення в середньому на 30 %.

2.4.5 Реакція системи на одиничну ступінчасту зміну уставки по температурі у верхній та нижній контрольній точці

Зміна температури у верхній контрольній точці колони при зміні уставки зображена на рисунку 2.42.

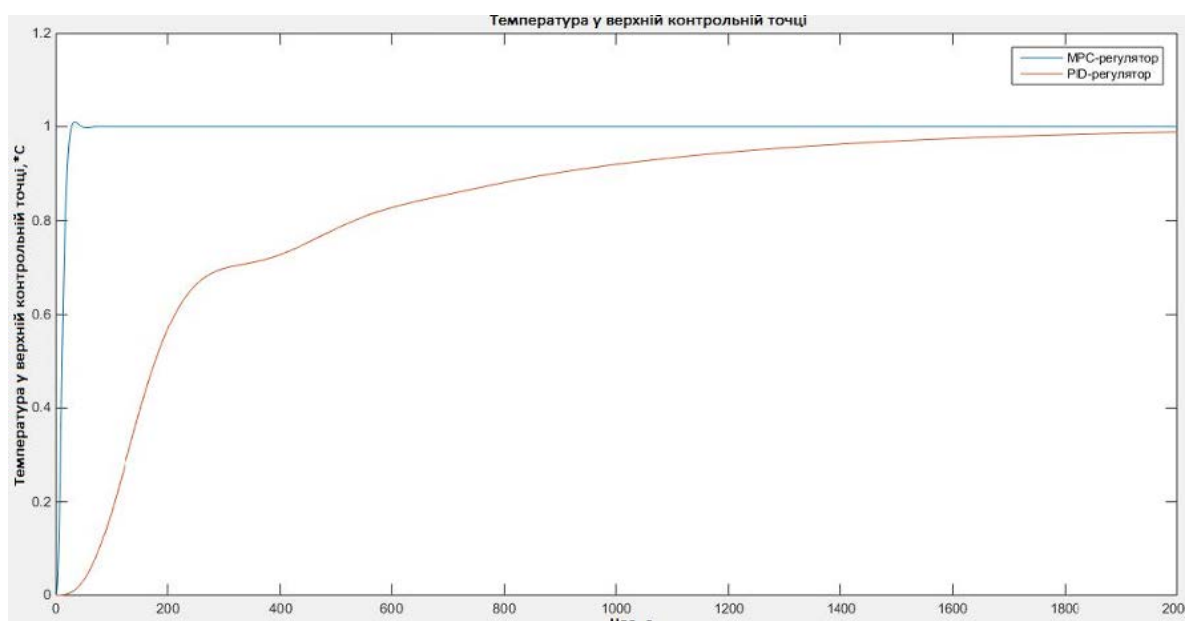


Рисунок 2.42 - Температура у верхній контрольній точці колони

МРС-регулятор: перерегулювання $\sigma = 0.93\%$; час п. процесу 24с.

ПІД-регулятор: перерегулювання $\sigma = 0\%$; час п. процесу 1724с.

Зміна температури в нижній контрольній точці колони при зміні уставки зображена на рисунку 2.43.

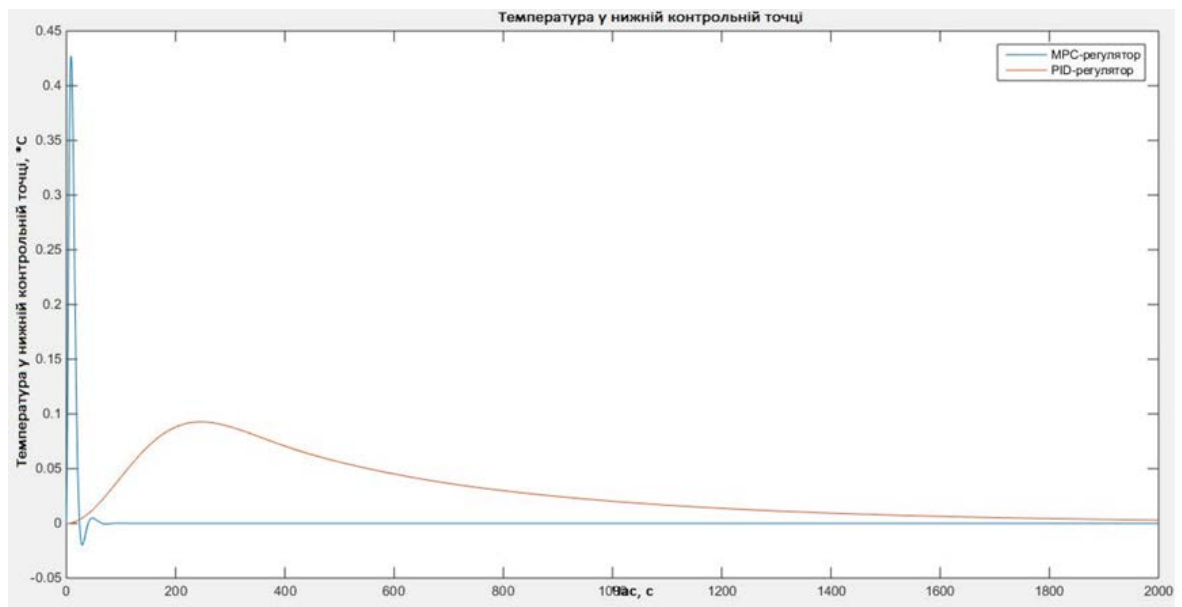


Рисунок 2.43 – Температура в нижній контрольній точці колони

Максимальне відхилення температури в нижній контрольній точці для MPC-регулятора - 0.4273.

Максимальне відхилення температури в нижній контрольній точці для ПІД-регулятора - 0.0927.

Зміна ступеня відкриття клапана по зрошенню при зміні уставки зображена на рисунку 2.44.

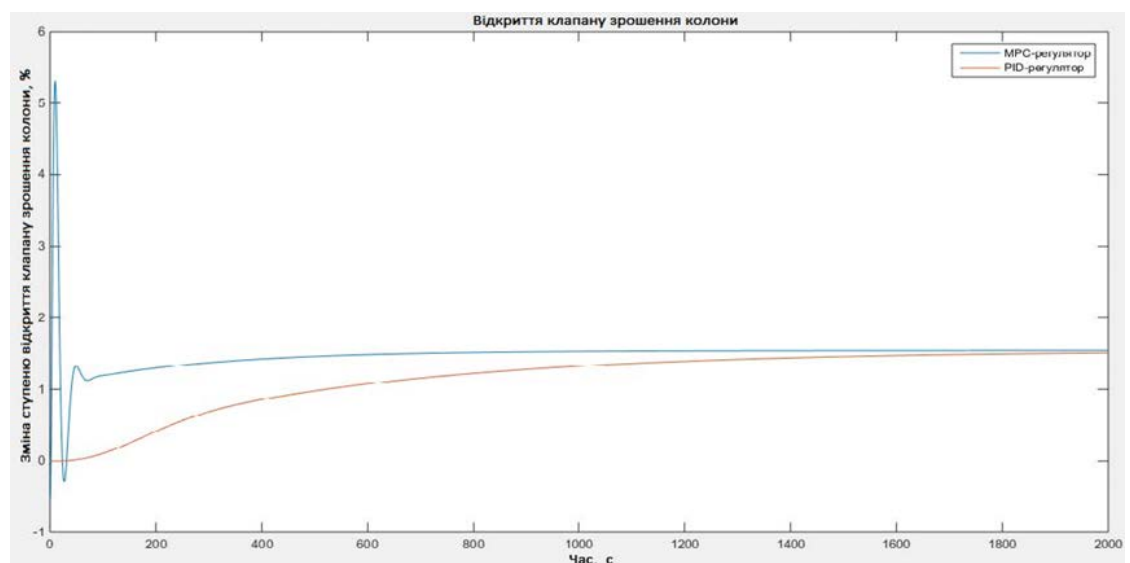


Рисунок 2.44 - Зміна ступеня відкриття клапана зрошення колони

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням МРС-регулятора - 1.4743.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням ПД-регулятора - 1.1383.

Зміна ступеня відкриття клапана пари при зміні уставки зображена на рисунку 2.45.

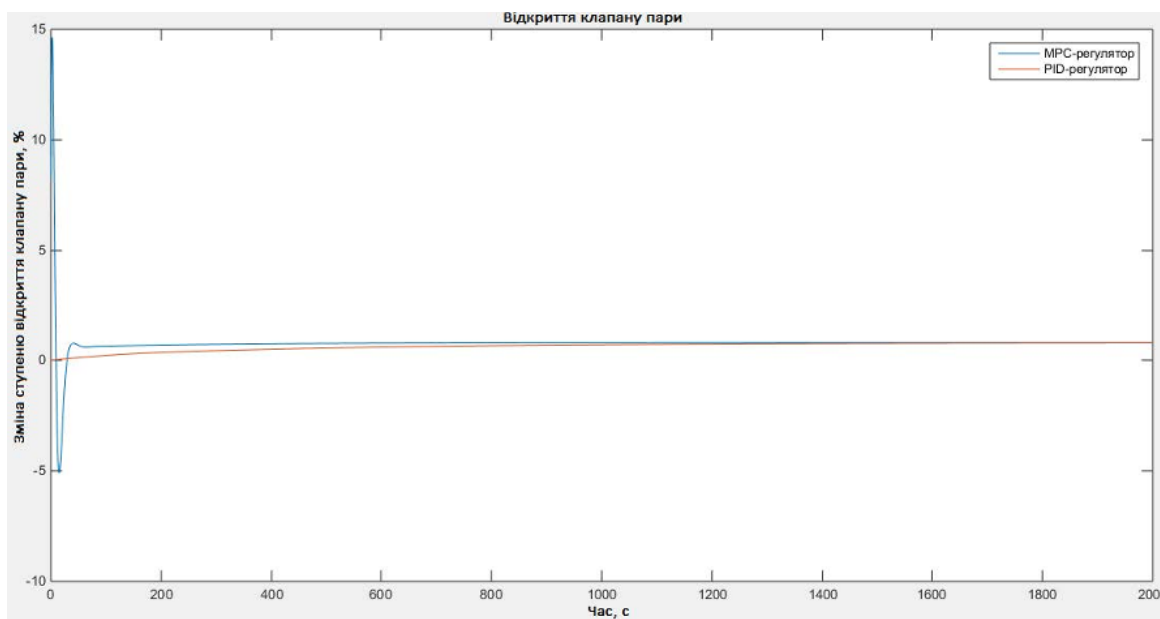


Рисунок 2.45 - Зміна ступеня відкриття клапана пари

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню (пару) з використанням МРС-регулятора - 0.7954.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню (пару) з використанням ПД-регулятора - 0.6194.

2.4.6 Реакція системи на одиничну ступінчасту зміну уставки по температурі в нижній (верхній) контрольній точці

Зміна температури у верхній контрольній точці колони при зміні уставки зображена на рисунку 2.46.

Максимальне відхилення температури у верхній контрольній точці для МРС-регулятора - 0.2951.

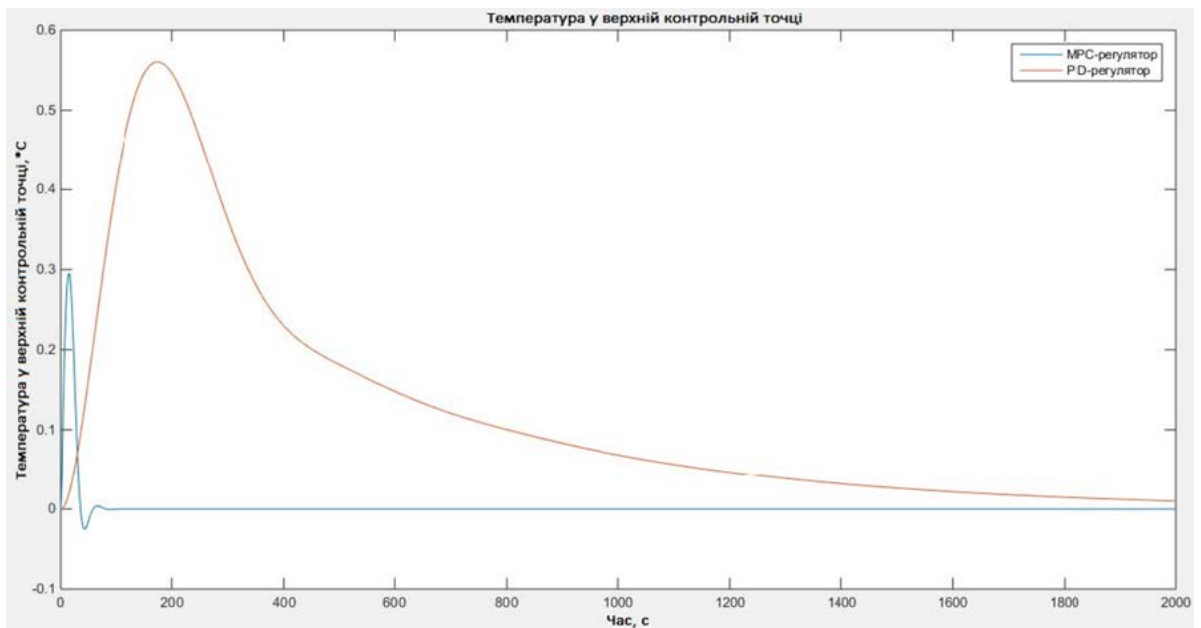


Рисунок 2.46 - Температура у верхній контрольній точці колони

Максимальне відхилення температури у верхній контрольній точці для ПІД-регулятора - 0.5604.

Зміна температури в нижній контрольній точці колони при зміні уставки зображена на рисунку 2.47.

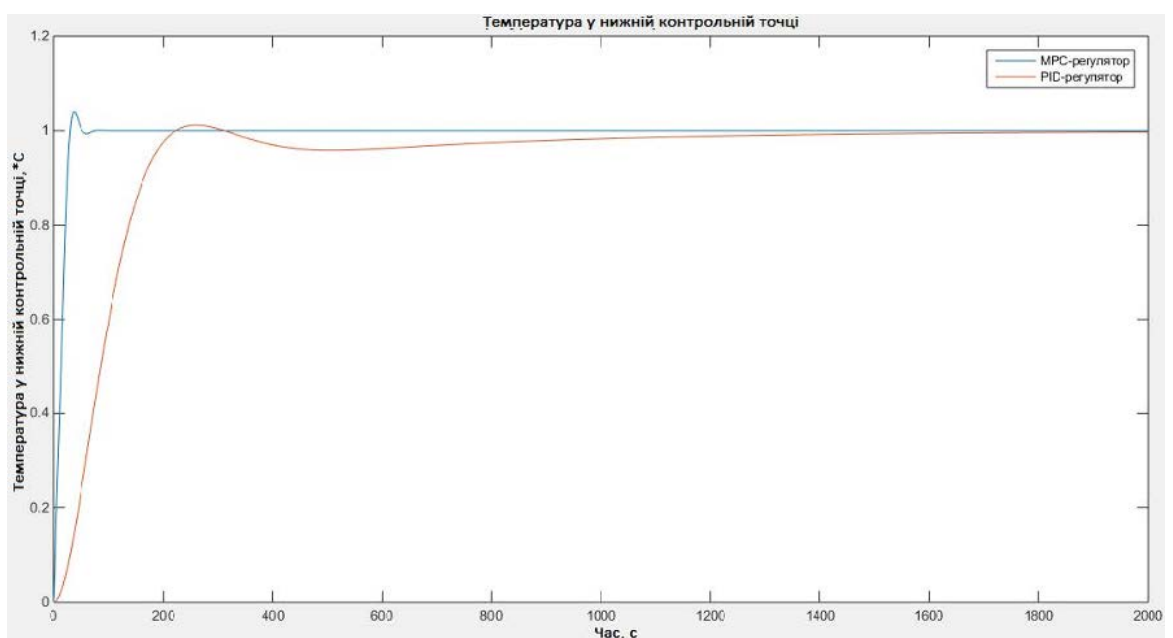


Рисунок 2.47– Температура в нижній контрольній точці колони

МРС-регулятор: перерегулювання $\sigma = 4.05 \%$; час п. процесу 44 с.

ПІД-регулятор: перерегулювання $\sigma = 0 \%$; час п. процесу 531 с.

Зміна ступеня відкриття клапана зрошення колони при зміні уставки зображена на рисунку 2.48.

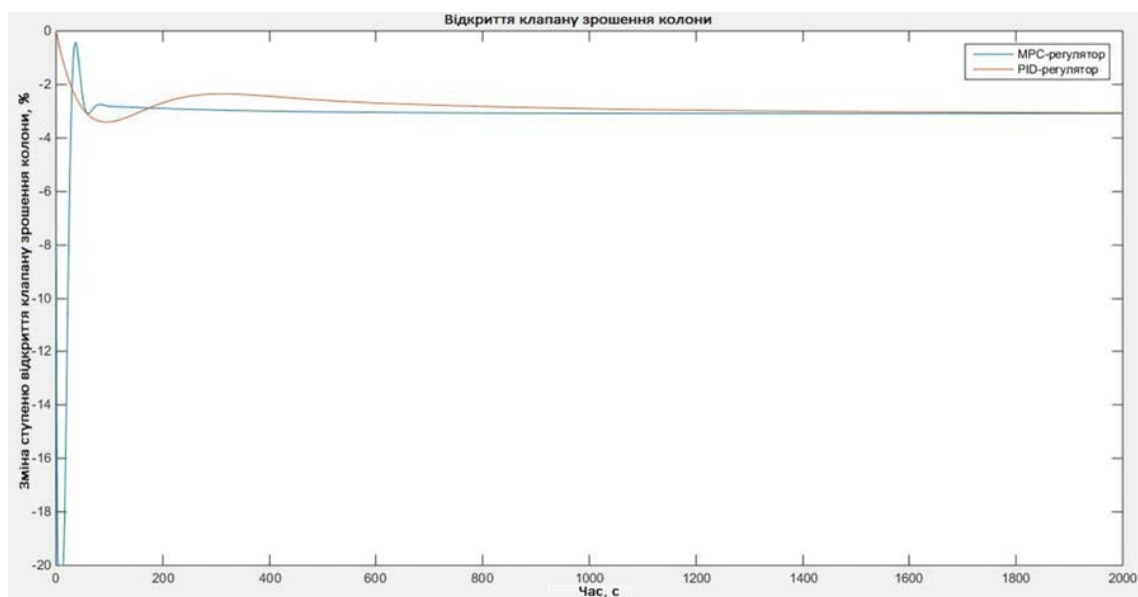


Рисунок 2.48 - Зміна ступеня відкриття клапана зрошення колони

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням MPC-регулятора - -3.2106.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням ПІД-регулятора - -2.8325.

Зміна ступеня відкриття клапана пари при зміні уставки зображена на рисунку 2.49.

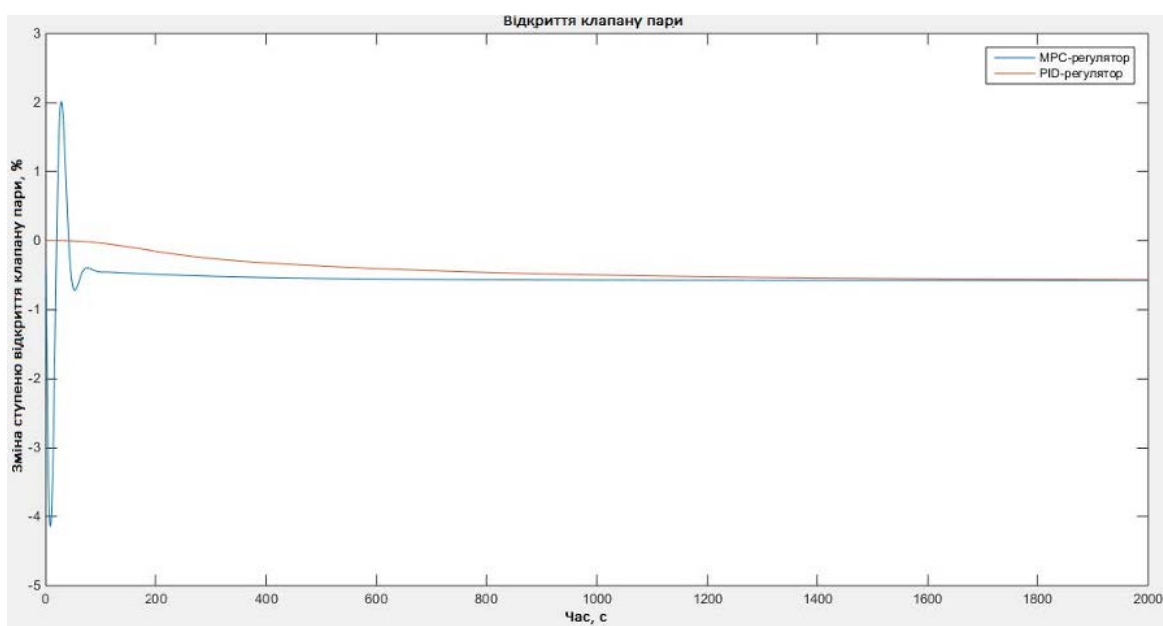


Рисунок 2.49 - Зміна ступеня відкриття клапана пари

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по пару з використанням МРС-регулятора - -0.5576.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по пару з використанням ПД-регулятора - -0.4288.

Показники якості регулювання зведені в таблицю 2.3.

Таблиця 2.3 – Зведена таблиця показників якості регулювання

Зміна уставки	Вид регулятора	Перерегулювання, %	Час перехідного процесу, сек	Серед. відкр. клапана зрошення, %	Серед. відкр. клапана пари, %
У нижній контрольній точці (верхній за текстом)	МРС	0.93	24	1.4743	0.7954
У нижній контрольній точці (верхній за текстом)	ПД	0	1724	1.1383	0.6194
У верхній контрольній точці (нижній за текстом)	МРС	4.05	44	-3.2106	-0.5576
У верхній контрольній точці (нижній за текстом)	ПД	0	531	-2.8325	-0.4288

В результаті проведених досліджень було з'ясовано, що максимальне відхилення для розглянутих видів збурень при керуванні за допомогою МРС регулятора з перерегулюванням у верхній контрольній точці становить 0.93, у нижній контрольній точці - 4.05. Під час експлуатації не виникає зміна

уставки, для якої отримане перерегулювання буде неприпустимим. При цьому час перехідного процесу в 71 раз менший у верхній контрольній точці, а в нижній - в 12 разів менший.

Істотне покращення показників якості при зміні уставки в нижній контрольній точці досягається за рахунок збільшення витрат на пару на 30 %, при збільшенні витрати зрошення на 30 %.

Істотне покращення показників якості при зміні уставки у верхній контрольній точці досягається за рахунок збільшення витрат на пару на 13 %, при зменшенні витрати зрошення на 13 %.

2.5 Налаштування вагових коефіцієнтів MPC регулятора

За замовчуванням MPC регулятор прагне досягти необхідних уставок найшвидшим способом. Часто це супроводжується збільшенням витрат ресурсів, а отже, і собівартості товару. Оскільки інформація про вартість готової продукції та вартість витрачених ресурсів є комерційною таємницею, було прийнято рішення налаштувати вагові коефіцієнти таким чином, щоб максимальне відхилення в контрольних точках та середня витрата пари були нижчими, ніж при класичному ПД-регулюванні.

Зниження витрати пари є одним із найважливіших завдань при керуванні ректифікаційною колоною. Для забезпечення збіжності було прийнято рішення задати змінні вагові коефіцієнти лінійно спадними.

Для налаштування вагових коефіцієнтів було проведено кілька експериментів, розглянемо ключові з них:

- 0) до налаштування ваг;
- 1) змінні ваги витрати пари - [9; 8; 7; 6; 5; 4; 3; 2; 1; 0];
- 2) змінні ваги витрати пари - [18; 16; 14; 12; 10; 8; 4; 2; 1; 0];
- 3) змінні ваги витрати пари – без змін, постійні ваги керованих змінних – [1 1.5].

Зміна температури у верхній контрольній точці колони для різних ваг зображена на рисунку 2.50.

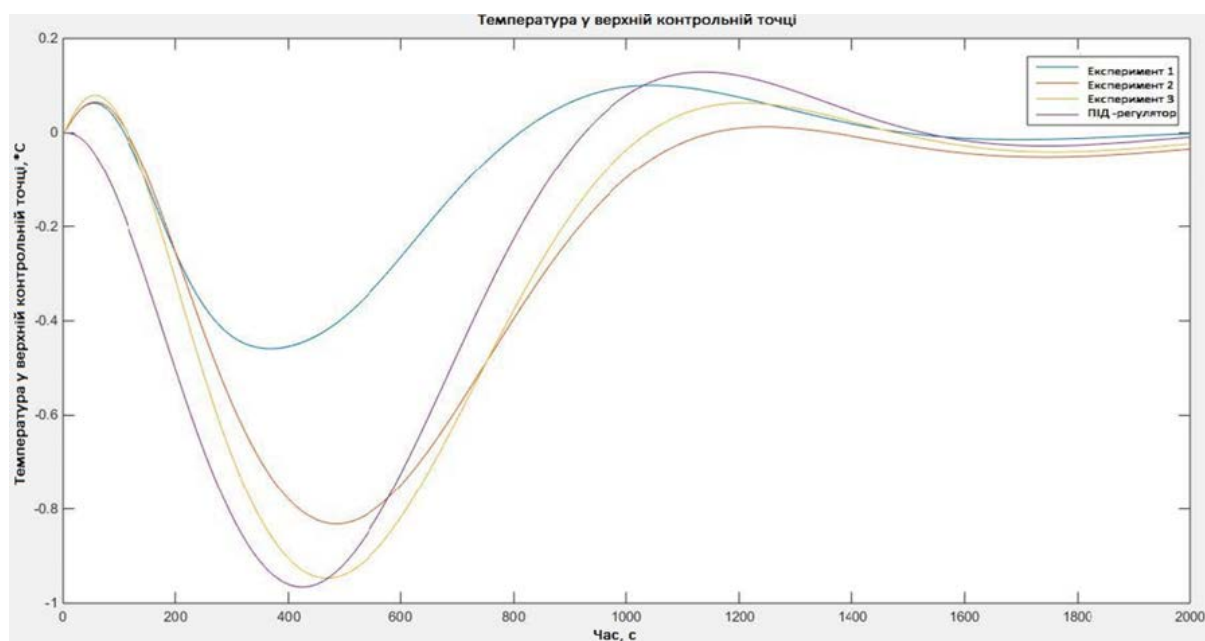


Рисунок 2.50 – Температура у верхній контрольній точці

Максимальне відхилення температури у верхній контрольній точці для МРС-регулятора для експерименту 1 – 0.4589.

Максимальне відхилення температури у верхній контрольній точці для МРС-регулятора для експерименту 2 – 0.8317.

Максимальне відхилення температури у верхній контрольній точці для МРС-регулятора для експерименту 3 – 0.9470.

Максимальне відхилення температури у верхній контрольній точці для ПІД-регулятора - 0.9658.

Зміна температури в нижній контрольній точці колони для різних ваг зображена на рисунку 2.51.

Максимальне відхилення температури в нижній контрольній точці для МРС-регулятора для експерименту 1 – 0.3229.

Максимальне відхилення температури в нижній контрольній точці для МРС-регулятора для експерименту 2 – 0.5853.

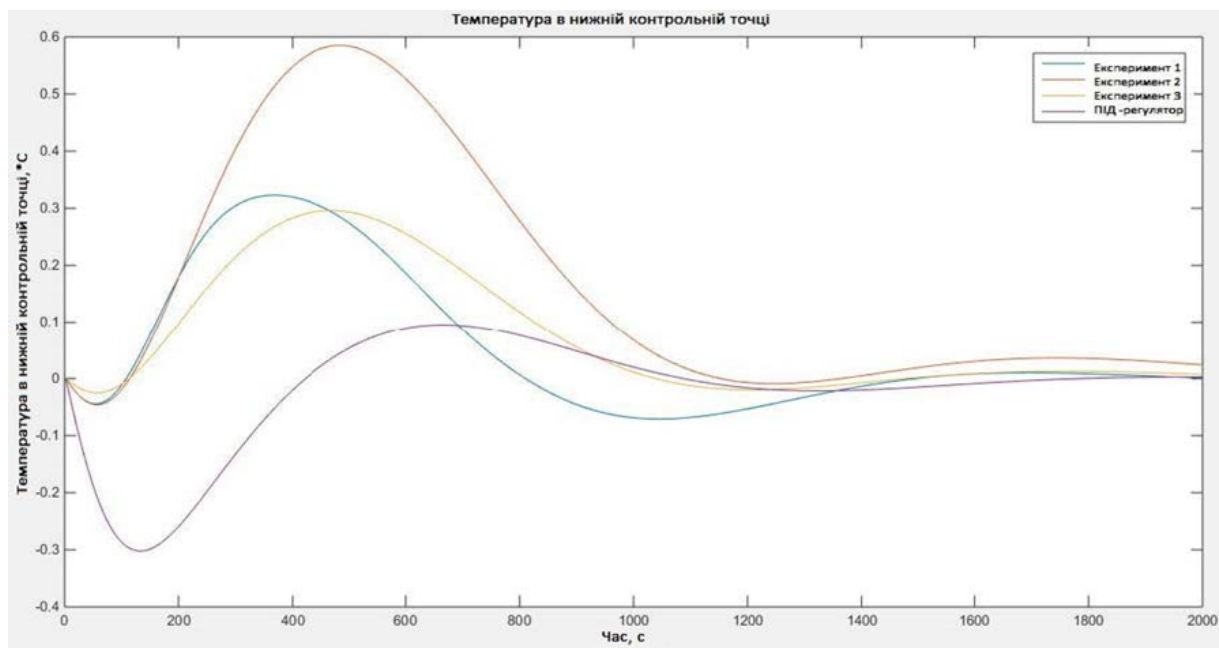


Рисунок 2.51 – Температура в нижній контрольній точці

Максимальне відхилення температури в нижній контрольній точці для МРС-регулятора для експерименту 3 – 0.2962.

Максимальне відхилення температури в нижній контрольній точці для ПІД-регулятора - 0.3022.

Зміна ступеня відкриття клапана зрошення для різних ваг зображена на рисунку 2.52.

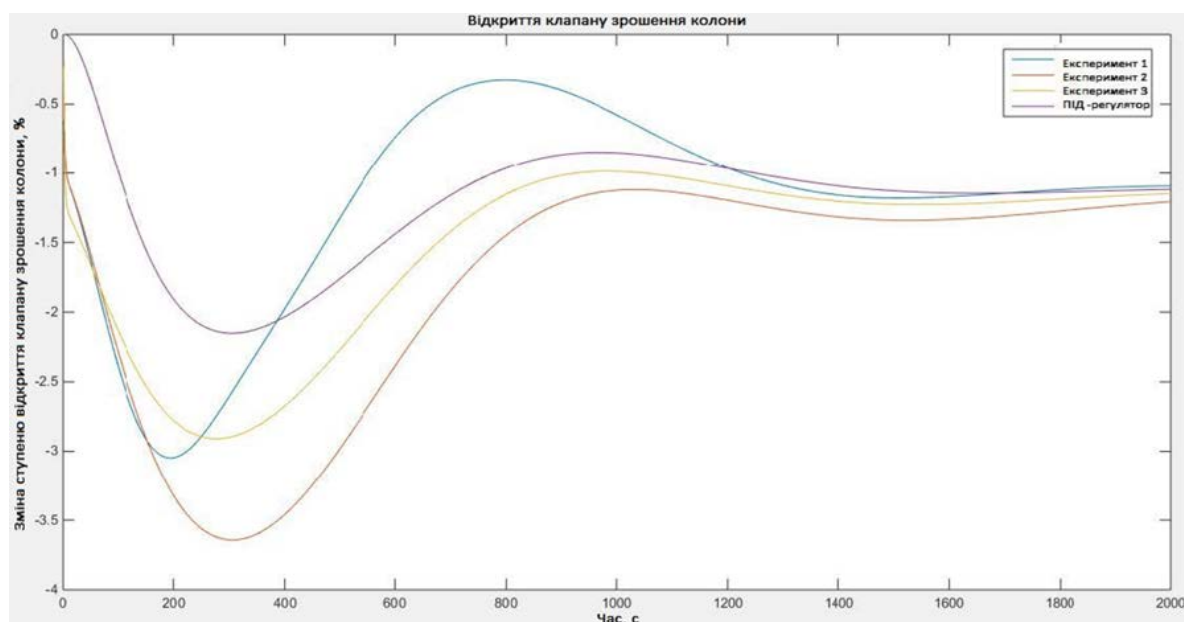


Рисунок 2.52 – Зміна ступеня відкриття клапана зрошення колони

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням МРС-регулятора для експерименту 1 - -1.2272.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням МРС-регулятора для експерименту 2 - -1.8076.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням МРС-регулятора для експерименту 3 - -1.5382.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по зрошенню з використанням ПІД-регулятора - -1.2130.

Зміна ступеня відкриття клапана пари для різних ваг зображена на рисунку 2.53.

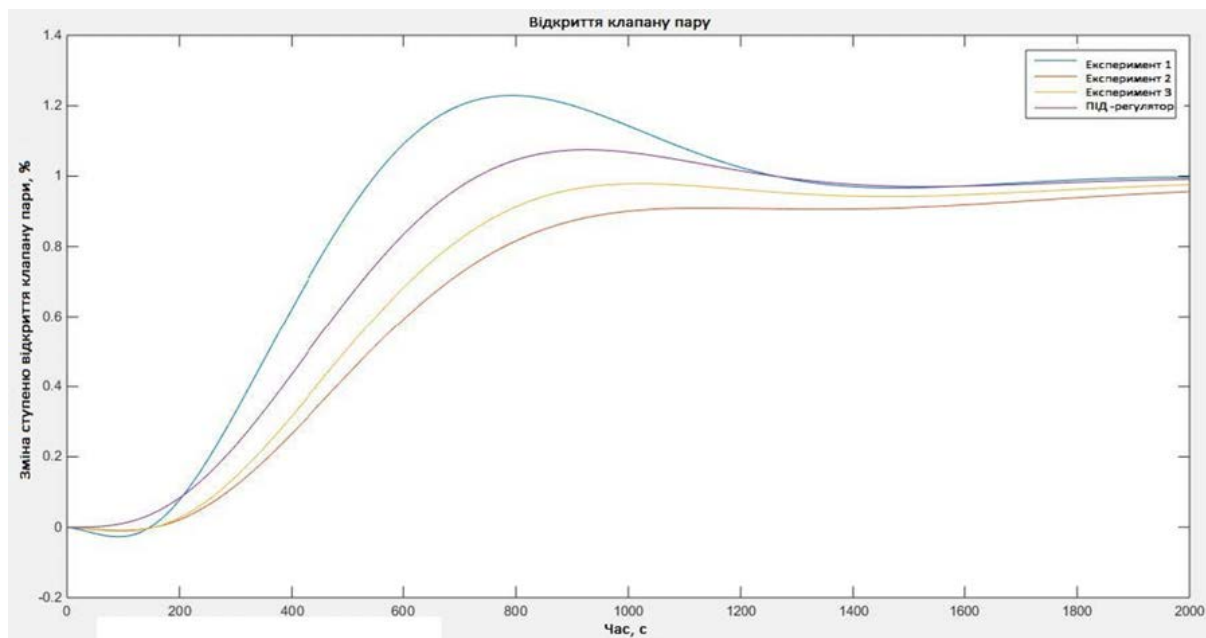


Рисунок 2.53 - Зміна ступеня відкриття клапана пари

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по пару з використанням МРС-регулятора для експерименту 1 - 0.8573.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по пару з використанням МРС-регулятора для експерименту 2 - 0.6714.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по пару з використанням МРС-регулятора для експерименту 3 - 0.7185.

Середнє арифметичне зміна ступеня відкриття клапанів по пару з використанням ПІД-регулятора - 0.7873.

					КНУ КРБ.174.26.04.02.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		59

Показники якості регулювання зведені в таблицю 2.4.

Таблиця 2.4 - Зведена таблиця показників якості регулювання

Номер експерименту	Вид регулятора	Максимальне відхилення у верхній точці, °C	Максимальне відхилення в нижній точці, °C	Середнє відкриття клапана зрошення, %	Середнє відкриття клапана пари, %
0	МРС	0.0097	0.0175	-0.9432	0.9481
1	МРС	0.4589	0.3229	-1.2272	0.8573
2	МРС	0.8317	0.5853	-1.8076	0.6714
3	МРС	0.9470	0.2962	-1.5382	0.7185
1,2,3	ПІД	0.9658	0.3022	-1.2130	0.7873

Перший експеримент був відправною точкою в дослідженні впливу змінних ваг на збіжність системи та зміни витрати пари. В результаті максимальне відхилення у верхній та нижній точці зросло, середня витрата пари зменшилася, середня витрата зрошення збільшилася.

Оскільки витрата пари все ще не була нижчою, ніж у ПІД-регулятора, змінні ваги на горизонті керування були збільшені. В результаті вдалося досягти зниження середньої витрати пари на 17 % відносно ПІД-регулятора, при меншому максимальному відхиленні у верхній контрольній точці. Максимальне відхилення в нижній контрольній точці збільшилося на 6 %.

Оскільки максимальне відхилення в нижній контрольній точці стало більшим, ніж у ПІД-регулятора, було збільшено відповідну вагу. В результаті вдалося скоротити витрату пари на 10 %, при меншому максимальному відхиленні у верхній та нижній контрольних точках.

Впровадження МРС-контролера в АСУ ТП проводиться за допомогою ОРС-сервера в Simulink. Схему впровадження представлено в додатку А.

Висновки до розділу:

У другому розділі було виконано моделювання ректифікаційної колони в середовищі Aspen Hysys у статичному та динамічному режимах, а також проведено дослідження систем керування на основі класичного ПІД-регулятора та МРС-регулятора.

На першому етапі було розроблено статичну модель ректифікаційної колони, яка дала змогу дослідити основні технологічні параметри процесу розділення багатокомпонентної суміші. Статичне моделювання дозволило визначити робочі умови функціонування колони, основні матеріальні та теплові потоки, а також параметри, що мають найбільший вплив на якість розділення суміші.

Далі на основі статичної моделі було побудовано динамічну модель ректифікаційної колони. Це дало можливість проаналізувати поведінку об'єкта керування в часі, оцінити його реакцію на зміну вхідних параметрів, збурюючих впливів та зміну уставок температури у верхній і нижній контрольних точках. Динамічна модель стала основою для подальшого дослідження алгоритмів автоматичного керування.

У межах розділу було спроектовано МРС-регулятор, який використовує прогнозуючу модель об'єкта для формування керуючого впливу. Було розглянуто принципи його роботи, визначено основні налаштування та досліджено вплив вагових коефіцієнтів на якість керування. Налаштування вагових коефіцієнтів дозволило покращити реакцію системи, зменшити коливання регульованих параметрів та забезпечити більш стабільне досягнення заданих значень.

Також було проведено порівняльне дослідження якості роботи ПІД-регулятора та МРС-регулятора за різних типів збурюючих впливів. Зокрема, було проаналізовано реакцію системи на одиничне ступінчасте збурення, аперіодичні ланки першого та другого порядку, синусоїдальне збурення, а також на зміну уставок температури у верхній і нижній контрольних точках.

					<i>КНУ КРБ.174.26.04.02.ПЗ</i>	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		61

Такий підхід дозволив комплексно оцінити стійкість, швидкодію, перерегулювання та точність роботи обох систем керування.

За результатами моделювання встановлено, що МРС-регулятор має кращі можливості для керування складним багатовимірним технологічним об'єктом, яким є ректифікаційна колона. Порівняно з класичним ПІД-регулятором, МРС-регулятор забезпечує більш ефективну компенсацію збурень, точніше підтримання температурних параметрів та кращу якість перехідних процесів. Це пояснюється тим, що МРС-регулятор враховує прогноз поведінки системи та обмеження технологічного процесу.

Отже, результати другого розділу підтверджують доцільність застосування МРС-керування для автоматизації ректифікаційної колони. Побудовані моделі та проведені порівняння регуляторів створюють основу для подальшого аналізу ефективності удосконаленого керування технологічним процесом.

					<i>КНУ КРБ.174.26.04.02.ПЗ</i>	Арк.
						62
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ВИСНОВКИ

У кваліфікаційній роботі було розглянуто та досліджено питання автоматизації ректифікаційної колони як складного багатопараметричного технологічного об'єкта. На основі проведеного аналізу встановлено, що ефективність роботи ректифікаційної колони значною мірою залежить від стабільності технологічних параметрів, якості автоматичного регулювання, своєчасної компенсації збурюючих впливів та здатності системи керування підтримувати оптимальний режим роботи.

У першому розділі було проаналізовано науково-технічні основи процесу ректифікації, особливості роботи ректифікаційних колон, основні задачі їх автоматизації та проблеми, що виникають під час керування такими об'єктами. Встановлено, що ректифікаційна колона функціонує в умовах постійної зміни технологічних параметрів, зокрема складу сировини, витрати потоків, теплового навантаження, температури та тиску. Це ускладнює процес керування та потребує застосування сучасних методів автоматизації.

Було обґрунтовано, що традиційні системи автоматичного регулювання, зокрема системи на основі ПІД-регуляторів, не завжди забезпечують необхідну якість керування для складних багатовимірних об'єктів. Особливо це проявляється за наявності взаємного впливу регульованих параметрів, значних інерційних властивостей об'єкта та дії різних збурень. У зв'язку з цим було визначено доцільність використання систем удосконаленого керування технологічними процесами, зокрема АРС-систем на основі МРС-підходу.

У другому розділі було виконано практичне дослідження роботи ректифікаційної колони шляхом моделювання її статичного та динамічного режимів у середовищі Aspen Hysys. Статична модель дала змогу визначити основні технологічні параметри процесу, матеріальні та теплові потоки, а також

					КНУ КРБ.174.26.04.00.ПЗ				
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	ВИСНОВКИі				
Розроб.		Лук'янов Д. О.							
Перевір.		Тиханський М. П.							
Н. Контр.		Маринич І.А.							
Затверд.		Маринич І.А.			АКНТ АКІТР-23ск				

умови стабільної роботи колони. На основі статичної моделі було побудовано динамічну модель, яка дозволила дослідити поведінку об'єкта в часі та оцінити його реакцію на зміну уставок і дію збурюючих впливів.

У межах дослідження було спроектовано МРС-регулятор, який використовує прогнозуючу модель об'єкта для розрахунку оптимальних керуючих впливів. Особливу увагу було приділено налаштуванню вагових коефіцієнтів МРС-регулятора, оскільки саме вони впливають на швидкодію системи, величину перерегулювання, плавність керуючих впливів та точність підтримання заданих параметрів.

Також було проведено порівняльний аналіз якості роботи ПІД-регулятора та МРС-регулятора для різних видів збурюючих впливів. Зокрема, досліджено реакцію системи на одиничне ступінчасте збурення, аперіодичні ланки першого та другого порядку, синусоїдальне збурення, а також на ступінчасту зміну уставок температури у верхній і нижній контрольних точках. Такий підхід дозволив комплексно оцінити стійкість, точність, швидкодію та здатність системи компенсувати відхилення технологічних параметрів.

У ході роботи було встановлено, що МРС-регулятор має значно вищу швидкість компенсації збурюючих впливів порівняно з класичним ПІД-регулятором, а також забезпечує менше максимальне відхилення регульованих величин від заданих значень. Завдяки налаштуванню вагових коефіцієнтів МРС-регулятор дозволяє виділяти більш і менш важливі контрольовані показники, а також встановлювати пріоритети використання керуючих ресурсів. Крім того, зниження енергетичних витрат сприяє підвищенню енергетичної економічності системи керування ректифікаційною колоною при одночасному забезпеченні необхідної якості готового продукту.

Отже, у роботі було підтверджено доцільність модернізації автоматизованої системи керування ректифікаційною колоною шляхом впровадження МРС-регулятора як складової системи удосконаленого керування технологічним процесом. Запропонований підхід сприяє підвищенню якості кінцевого продукту, стабілізації технологічного режиму,

					КНУ КРБ.174.26.04.00.ПЗ	Арк.
						64
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

швидшій компенсації збурень, зменшенню максимальних відхилень регульованих параметрів, зниженню енергетичних витрат та підвищенню загальної ефективності роботи установки. Таким чином, застосування МРС-керування є перспективним напрямом удосконалення автоматизації ректифікаційних колон у сучасних технологічних процесах.

					КНУ КРБ.174.26.04.02.ПЗ	Арк.
						65
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Rawlings J. B., Mayne D. Q., Diehl M. Model Predictive Control: Theory, Computation, and Design. 2nd ed. Madison: Nob Hill Publishing, 2017. 623 p.
2. Camacho E. F., Bordons C. Model Predictive Control. 2nd ed. London: Springer-Verlag, 2007.
3. Maciejowski J. M. Predictive Control with Constraints. Harlow: Pearson Education, Prentice Hall, 2002. 331 p.
4. Qin S. J., Badgwell T. A. A survey of industrial model predictive control technology. Control Engineering Practice. 2003. Vol. 11, No. 7. P. 733–764.
5. García C. E., Prett D. M., Morari M. Model predictive control: Theory and practice - a survey. Automatica. 1989. Vol. 25, No. 3. P. 335–348.
6. Mayne D. Q., Rawlings J. B., Rao C. V., Sokaert P. O. M. Constrained model predictive control: Stability and optimality. Automatica. 2000. Vol. 36, No. 6. P. 789–814.
7. Morari M., Lee J. H. Model predictive control: past, present and future. Computers & Chemical Engineering. 1999. Vol. 23, No. 4–5. P. 667–682.
8. Seborg D. E., Edgar T. F., Mellichamp D. A., Doyle F. J. Process Dynamics and Control. 4th ed. Hoboken: John Wiley & Sons, 2016.
9. Stephanopoulos G. Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice. Englewood Cliffs: Prentice Hall, 1984. 696 p.
10. Skogestad S., Postlethwaite I. Multivariable Feedback Control: Analysis and Design. 2nd ed. Chichester: John Wiley & Sons, 2005. 608 p.
11. Skogestad S. Dynamics and control of distillation columns: A critical survey. Modeling, Identification and Control. 1997. Vol. 18. P. 177–217.

					КНУ КРБ.174.26.04.00.ПЗ						
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата							
Розроб.		Лук'янов Д. О.			СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ			Літ.	Арк.	Аркушів	
Перевір.		Тиханський М. П.								66	3
								АКНТ АКІТР-23ск			
Н. Контр.		Маринич І.А.									
Затвердив		Маринич І.А.									

12. Luyben W. L. Distillation Design and Control Using Aspen Simulation. 2nd ed. Hoboken: John Wiley & Sons, 2013. 512 p.
13. Kister H. Z. Distillation Operation. New York: McGraw-Hill, 1990. 729 p.
14. Kister H. Z. Distillation Design. New York: McGraw-Hill, 1992. 710 p.
15. Green D. W., Southard M. Z. Perry's Chemical Engineers' Handbook. 9th ed. New York: McGraw-Hill Education, 2019.
16. Biegler L. T. Nonlinear Programming: Concepts, Algorithms, and Applications to Chemical Processes. Philadelphia: SIAM, 2010.
17. Andersson J. A. E., Gillis J., Horn G., Rawlings J. B., Diehl M. CasADi: A software framework for nonlinear optimization and optimal control. Mathematical Programming Computation. 2019. Vol. 11, No. 1. P. 1–36.
18. MathWorks. Model Predictive Control Toolbox Documentation. Natick: The MathWorks, Inc.
19. Blevins T., Wojsznis W. K., Nixon M. Advanced Control Foundation: Tools, Techniques, and Applications. Research Triangle Park: International Society of Automation, 2013.
20. Lipták B. G. Instrument Engineers' Handbook: Process Control and Optimization. 4th ed. Boca Raton: CRC Press, 2005.
21. Bequette B. W. Process Control: Modeling, Design, and Simulation. Upper Saddle River: Prentice Hall, 2003.
22. Гончаренко Б. М., Ладанюк А. П. Автоматизація виробничих процесів харчових технологій: підручник. Київ: НУХТ, 2014. 530 с.
23. Ларичева Л. П., Волошин М. Д., Луценко О. П. Контроль та автоматичне регулювання хіміко-технологічних процесів: навчальний посібник. Дніпродзержинськ: ДДТУ, 2015. 320 с.
24. Ладанюк А. П., Трегуб В. Г., Ельперін І. В., Цюцюра В. Д. Автоматизація технологічних процесів і виробництв харчової промисловості: підручник. Київ: Аграрна освіта, 2001. 224 с.

					<i>КНУ КРБ.174.26.04.00.ПЗ</i>	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		67

25. Ладанюк А. П., Луцька Н. М., Кишенько В. Д., Власенко Л. О., Іващук В. В. Сучасні технології конструювання систем автоматизації складних об'єктів. Київ: Ліра-К, 2019. 368 с.

26. Луцька Н. М., Заєць Н. А., Гриценко Н. Г. Автоматизація технологічних процесів та виробництв: навчальний посібник. Київ: НУХТ, 2023. 410 с.

27. Шевченко В. В., Тимчик Г. С. Основи автоматизації технологічних процесів: конспект лекцій. Київ: КПП ім. Ігоря Сікорського, 2023.

28. Проць Я. І., Данилюк О. А., Лобур Т. Б. Автоматизація неперервних технологічних процесів: навчальний посібник. Тернопіль: ТДТУ ім. І. Пулюя, 2008. 239 с.

29. Проць Я. І., Савків В. Б., Шкодзінський О. К., Лящук О. Л. Автоматизація виробничих процесів: навчальний посібник. Тернопіль: ТНТУ ім. І. Пулюя, 2011. 344 с.

30. Бабіченко А. К. та ін. Основи вимірювань та автоматизації технологічних процесів: підручник. Харків: С.А.М., 2009. 616 с.

31. ДСТУ 3008:2015. Інформація та документація. Звіти у сфері науки і техніки. Структура і правила оформлення. Київ, ДП «УкрННЦ», 2015. 26с. (Інформація та документація).

32. ДСТУ 8302:2015. Бібліографічне посилання. Загальні вимоги та правила складання Київ, ДП «УкрННЦ», 2016. 16 с. (Інформація та документація).

33. ДСТУ 3582:2013. Бібліографічний опис. Скорочення слів і словосполучень в українській мові. Загальні вимоги та правила. Київ, ДП «УкрННЦ», 2013. 23 с. (Інформація та документація)

					КНУ КРБ.174.26.04.00.ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		68

Варіант впровадження MPC-регулятора в АСУ ТП

