

БАКАЛАВРСЬКА РОБОТА

БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ

Група АКП-21-1

Микола Ушаков

2025

Міністерство освіти і науки України
Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу
Факультет автоматизації та енергетики
Кафедра автоматизації та комп'ютерно-інтегрованих технологій

Ушаков Микола Миколайович

(прізвище, ім'я, по батькові)

УДК

681.5

(індекс)

БАКАЛАВРСЬКА РОБОТА

Синтез системи керування технологічного процесу виробництва цукру

(назва роботи)

Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

(назва освітньої програми)

151 - Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

(шифр і назва спеціальності)

Робота містить результати власних досліджень, використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело

Нормоконтроль

доцент

(посада)

(підпис)

(дата)

О.В.Кучмистенко

(ініціали та прізвище)

Здобувач освітнього ступеня

АКП-21-1

(шифр групи)

(підпис)

(дата)

М.М.Ушаков

(ініціали та прізвище)

Рецензент

доцент

(посада)

(підпис)

(дата)

Л.Я.Чигур

(ініціали та прізвище)

Науковий керівник

доцент

(посада)

(підпис)

(дата)

В.С.Борин

(ініціали та прізвище)

Допущено до захисту

Завідувач кафедри

доцент

(посада)

(підпис)

(дата)

А.І. Лагойда

(ініціали та прізвище)

Івано-Франківськ - 2025

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу

(повне найменування закладу вищої освіти)

Факультет автоматизації та енергетики

Кафедра автоматизації та комп'ютерно-інтегрованих технологій

Освітній рівень перший (бакалаврський)

Спеціальність 151 - Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

(шифр і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри АКІТ.

_____ /Лагойда А.І./

«_____» _____ 2025 р

З А В Д А Н Н Я

НА БАКАЛАВРСЬКУ РОБОТУ СТУДЕНТОВІ

Ушакову Миколі Миколайовичу

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи Синтез системи керування технологічного процесу виробництва цукру

керівник роботи Борин Василь Степанович, к.т.н., доцент

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

затвержені наказом закладу вищої освіти від « 07 » травня 20 25 року № 52/8

2. Строк подання студентом роботи 13.06.2025 року

3. Вихідні дані до роботи Технологічний регламент, літературні джерела

4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) Вступ. Аналіз технологічного процесу попередньої очистки дифузійного соку. Математичне моделювання системи автоматичного керування процесом попереднього очищення дифузійного соку.

Синтез системи автоматичного керування процесом попереднього очищення дифузійного соку. Розробка та розрахунок оптимальної системи керування зі зворотним зв'язком. Модернізація автоматизаційної схеми апарату попередньої очистки дифузійного соку шляхом впровадження багатоконтурних систем управління. Висновки

5. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень)

Лист 1 - Схема переддефекатора з вимірювальними приладами – БР.АКП – 51.00.00.000 01

Лист 2 - ММ апарата для попереднього очищення дифузійного соку- БР.АКП – 51.00.00.000 02

Лист 3 - Перехідна характеристика ОУ по каналу керування FRV → X2X_2X2 - БР.АКП – 51.00.00.000 03

Лист 4 - Перехідні процеси в СК з заданою передаточною функцією - БР.АКП – 51.00.00.000 04

Лист 5 - Порівняльний аналіз перехідних процесів - БР.АКП – 51.00.00.000 05

Лист 6 - Функціональна схема системи керування - БР.АКП – 51.00.00.000 06

6. Консультанти розділів роботи

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв

7. Дата видачі завдання 06 листопада 2024 року

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів бакалаврської роботи	Термін виконання етапів роботи	Примітка
1	Аналіз технологічного процесу попередньої очистки дифузійного соку.	25 лютого 2025	
2	Математичне моделювання системи автоматичного керування процесом попереднього очищення дифузійного соку.	15 березня 2025	
3	Синтез системи автоматичного керування процесом попереднього очищення дифузійного соку.	05 квітня 2025	
4	Розробка та розрахунок оптимальної системи керування зі зворотним зв'язком.	01 травня 2025	
5	Модернізація автоматизаційної схеми апарату попередньої очистки дифузійного соку шляхом впровадження багатоконтурних систем управління.	30 травня 2025	
	Висновки		

Студент _____
(підпис)

М.М.Ушаков _____
(ініціали та прізвище)

Керівник роботи _____
(підпис)

В.С.Борин _____
(ініціали та прізвище)

АНОТАЦІЯ

Бакалаврську роботу присвячено синтезу системи керування процесом попередньої очистки дифузійного соку в технології виробництва цукру. У межах дослідження проведено комплексний аналіз технологічної схеми попередньої очистки дифузійного соку як об'єкта автоматизованого керування, вивчено особливості функціонування апарату попередньої очистки, обґрунтовано доцільність використання багатоконтурних систем керування, а також досліджено підходи до оптимального керування даним процесом.

Запропоновано функціональну схему автоматизації процесу попередньої очистки, розроблено принципову електричну схему систем дистанційного керування, аварійного захисту та технологічних блокувань.

Окрему увагу приділено аналізу роботи переддефектора як об'єкта керування. Для даного апарату розроблено математичні моделі у статичному та динамічному режимах, за допомогою яких виконано розрахунок статичних характеристик по відповідних каналах збурення та керування.

Отримані результати можуть бути використані для попереднього налаштування параметрів реальних систем автоматичного керування, а також у навчальному процесі як приклад інженерного підходу до моделювання та автоматизації технологічних процесів.

Ключові слова: дифузійний сік, математична модель, контур керування, попередня очистка, переддефектор, схема автоматизації, канал збурення, канал керування, динамічна характеристика, статична характеристика, оптимальне керування

ABSTRACT

The bachelor's thesis is devoted to the synthesis of a control system for the pre-purification process of diffusion juice in sugar production technology. Within the framework of the study, a comprehensive analysis of the technological scheme of pre-purification of diffusion juice as an object of automated control was conducted, the features of the functioning of the pre-purification apparatus were studied, the feasibility of using multi-circuit control systems was substantiated, and approaches to optimal control of this process were investigated.

A functional scheme for automating the pre-cleaning process has been proposed, and a schematic electrical diagram of remote control, emergency protection, and technological interlock systems has been developed.

Special attention is paid to the analysis of the operation of the pre-defecator as a control object. Mathematical models in static and dynamic modes have been developed for this device, with the help of which the calculation of static characteristics along the corresponding disturbance and control channels has been performed.

The results obtained can be used for pre-setting the parameters of real automatic control systems, as well as in the educational process as an example of an engineering approach to modeling and automation of technological processes.

Keywords: diffusion juice, mathematical model, control loop, pre-cleaning, pre-defecator, automation scheme, disturbance channel, control channel, dynamic characteristic, static characteristic, optimal control

ЗМІСТ

	ст.
ВСТУП	9
1 АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ПОПЕРЕДНЬОЇ ОЧИСТКИ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ.....	11
1.1 Технологічний процес та ключові параметри очистки дифузійного соку.....	11
1.2. Огляд сучасних систем автоматизації процесу попередньої очистки дифузійного соку.....	13
Висновки до розділу.....	16
2 МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ПОПЕРЕДНЬОГО ОЧИЩЕННЯ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ.....	18
2.1 Моделювання статичного режиму функціонування перед дефекатора... 18	
2.2 Побудова динамічної моделі процесу попередньої очистки дифузійного соку.....	22
2.3 Налаштування системи керування за методом Ціглера–Нікольса.....	29
2.4 Регулювання системи керування на основі аналізу перехідного режиму.....	31
Висновок до розділу.....	35
3 СИНТЕЗ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ПОПЕРЕДНЬОГО ОЧИЩЕННЯ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ.....	37
Висновки до розділу.....	40
4 РОЗРОБКА ТА РОЗРАХУНОК ОПТИМАЛЬНОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ЗІ ЗВОРОТНИМ ЗВ'ЯЗКОМ.....	41
4.1 Визначення відповідного критерію оптимальності.....	41
4.2 Обчислення оптимального програмного керування.....	42

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ			
Змн.	Лист	№ докум.	Підпис	Дата	Синтез системи керування технологічного процесу виробництва цукру Пояснювальна записка	Літ.	Арк.	Аркушів
Розроб.		Ушаков М.М.						
Перевір.		Борин В.С.					6	61
Реценз.		Чигур Л.Я.				ІФНТУНГ		
Н. Контр.		Кучмистенко О				АКП-21-1		
Затверд.		Лагойда А.І.						

4.3 Синтез лінійно-квадратичного оптимального регулятор.....	43
4.4 Розробка оптимального лінійно-квадратичного регулятора із врахуванням інтегральної складової.....	47
Висновок до розділу.....	50
5 МОДЕРНІЗАЦІЯ АВТОМАТИЗАЦІЙНОЇ СХЕМИ АПАРАТУ ПОПЕРЕДНЬОЇ ОЧИСТКИ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ ШЛЯХОМ ВПРОВАДЖЕННЯ БАГАТОКОНТУРНИХ СИСТЕМ УПРАВЛІННЯ.	
5.1. Аналіз систем автоматичного керування.....	52
5.2. Керування рН за допомогою ПД-регулятора.....	53
5.3. Модернізація САК.....	54
Висновок до розділу.....	55
ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ.....	58
ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ НА ДЖЕРЕЛА.....	59

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		7

ПЕРЕЛІК СКОРОЧЕНЬ ТА УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

t - температура, °C

C - теплоємність, Дж/(кг·K)

F - витрата, м³/с

q - енергія теплоутворення, Дж/кг

Q - кількість тепла, Дж

E - енергія реакції, Дж

R - універсальна газова стала, Дж/(моль·K)

V - робочий об'єм переддефекатора, м³

ρ - густина, кг/м³

OK - об'єкт керування

ФСА - функціональна схема автоматизації

ТЗА - технічні засоби автоматизації

ГДК - гранично допустима концентрація

ПЗ - програмне забезпечення

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		8

ВСТУП

Цукор є одним із найважливіших харчових продуктів, що відіграє ключову роль у повсякденному житті людини. Сучасна цукрова промисловість характеризується широким розмаїттям технологій виробництва, які відрізняються як принципами технологічного процесу, так і типом використовуваної сировини. У країнах Європи та Західної Азії найбільш поширеним є спосіб виробництва цукру з цукрових буряків, що передбачає складну багатостадійну обробку дифузійного соку — основної сировини, яка містить сахарозу.

Процес попередньої очистки дифузійного соку є критично важливим етапом усього виробничого циклу. Його ефективність суттєво впливає на подальші стадії переробки та якість кінцевого продукту. Ускладнення цього процесу обумовлене неоднорідністю фізико-хімічних властивостей сировини, зокрема різними сортами буряків та їхньою якістю. Це вимагає ретельного аналізу кожного етапу обробки, починаючи від миття та дезінфекції буряків і закінчуючи випаровуванням очищеного соку.

В умовах сучасного виробництва автоматизація процесів відіграє провідну роль у забезпеченні стабільності технологічних режимів, зниженні впливу людського фактора та підвищенні загальної ефективності. Особливої актуальності набуває використання багатоконтурних систем керування, що дозволяють гнучко реагувати на зміну параметрів об'єкта та забезпечувати оптимальні умови його функціонування.

Наукова новизна даної роботи полягає у створенні високоточної математичної моделі апарата попередньої очистки — ключового елемента технологічного ланцюга. На основі розробленої моделі проведено оптимізацію параметрів керування процесом, що дозволяє підвищити точність і ефективність його функціонування. У межах дослідження здійснено теоретичний аналіз структури багатоконтурних систем керування, оцінено їхню

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		9

відповідність вимогам якості, а також проведено математичне моделювання матеріального та теплового балансів процесу.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		10

1 АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ПОПЕРЕДНЬОЇ ОЧИСТКИ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ

1.1 Технологічний процес та ключові параметри очистки дифузійного соку

Технології виробництва цукру різняться залежно від регіону, типу сировини та специфіки технологічного процесу. Незважаючи на ці відмінності, типовий цикл виробництва зазвичай включає наступні етапи: підготовка подрібнених цукрових буряків, екстракція та очищення дифузійного соку, його відстоювання, згущення та кристалізація. Одним із ключових етапів є попередня обробка соку, що має на меті вилучення нецукристих домішок, органічних кислот та колоїдних сполук, які негативно впливають на ефективність подальших процесів.

Загальноприйнята схема очищення дифузійного соку передбачає реалізацію послідовності операцій: попереднє та основне очищення, два етапи сатурації, фільтрування та сульфітацію. На стадії очищення сік обробляється розчином вапна. При подачі надлишкової кількості реагенту (2–3 % від витрати соку) може утворюватися желеподібний осад, який ускладнює фільтрацію через швидке забруднення фільтрувальних елементів. З цієї причини очищення здійснюється поетапно.

Метою попередньої очистки є максимальне видалення колоїдних та високомолекулярних домішок, що досягається формуванням структурованого осаду, здатного ефективно взаємодіяти з іонами кальцію при високій температурі та лужності на наступних стадіях очищення. Попередня очистка реалізується в апаратах неперервної дії, які називають переддефекторами.

Переддефектор, як правило, являє собою горизонтальний резервуар прямокутної форми з внутрішніми перегородками, що поділяють об'єм на окремі секції. Дифузійний сік надходить до апарата, проходячи через кілька відсіків, у які дозовано подається розчин вапна. Для забезпечення рівномірного

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		11

змішування використовується шнековий мішалка з частотою обертання 50–90 об/хв. Тривалість обробки соку у переддефекаторі становить орієнтовно 4–6 хвилин, залежно від технологічного режиму.

Нагрітий сік надходить до переддефекатора, де внаслідок реакцій коагуляції з утворенням кальцієвих солей утворюється осад. Дозована подача вапна в кожен відсік дозволяє рівномірно розподіляти реагент по об'єму апарата. Крім того, у переддефекатор може повертатися до 25–100 % соку після першої сатурації та 5–20 % суспензії після першої й другої сатурації, що сприяє покращенню умов коагуляції.

Оптимальні умови для коагуляції та випадання осаду досягаються при $\text{pH} \approx 11,0$. У разі безперервної подачі вапна забезпечується поступове зростання лужності, що дозволяє коагуляційним процесам відбуватись і при інших значеннях pH , що, своєю чергою, сприяє зниженню тривалості фільтрації соку.

Додавання суспензії соку після першої сатурації до апарата попередньої очистки сприяє зменшенню вмісту небажаних домішок, полегшуючи фільтрацію. Частинки коагулянтів, зокрема іони Ca^{2+} , що осаджуються у вигляді CaCO_3 , можуть утворювати жорсткі агрегати з компонентами поворотного соку, покращуючи седиментаційні властивості системи. Водночас відбуваються реакції осадження та коагуляції високомолекулярних речовин.

Осадження в переддефекаторі є безперервним процесом, який ефективно відбувається у діапазоні лужності $9,5 < \text{pH} < 11,5$. У присутності макромолекулярних компонентів утворюється стійкий осад, що завершує свій цикл при подальшій сатурації внаслідок адсорбції аніонів на частинках CaCO_3 та хімічного осадження кальцію.

Оскільки попередня очистка є початковим етапом системи очищення, основним контрольованим параметром у цьому процесі є pH соку. Витрата вапна виступає у ролі керуючої дії. Крім того, важливим є підтримання оптимального співвідношення між витратою соку та вапна. Для реалізації цього завдання доцільним є використання каскадної системи автоматичного

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		13

керування, у якій внутрішній контур забезпечує стабілізацію співвідношення витрат, а зовнішній — регулювання значення рН.

1.2 Огляд сучасних систем автоматизації процесу попередньої очистки дифузійного соку

Процес попередньої очистки дифузійного соку здійснюється у безперервному переддефекаторі типу Брігеля-Мюллера, з дозованим введенням суспензії першого насичення у відсіки з найменшою концентрацією. У випадку, коли значення в'язкості суспензії соку першого насичення є невідомим, її подачу зазвичай здійснюють у першу половину апарата. Це забезпечує поступове зростання лужності. Якщо значення рН не перевищує 8,5, суспензію подають по всій довжині першої половини переддефекатора [3].

Залежно від технологічних потреб, подача суспензії може здійснюватися автоматично або вручну відповідно до заданої кількості, встановленої технологом. Загальна масова частка твердих речовин у розчині, що подається в апарат, визначається за змішаним ідентифікатором і повинна перебувати в межах 0,7–1,1% вапна. Витрата вапна має бути пропорційною до витрати соку, з поправочним коефіцієнтом, який встановлюється практично і залежить від якості вхідної сировини, що визначається лабораторно. Видалення осаду з апарата здійснюється періодично, причому осад разом із частиною соку надходить у буфер прочисток.

Типовою моделлю роботи вважається схема із частковим поверненням неочищеного соку першого насичення або суспензій після першого та другого насичення. Такий підхід забезпечує стабільність функціонування процесу і надійність у виробництві цукру. Однак при надходженні сировини низької якості ускладнюється очищення, зростає обсяг відходів, знижується ефективність процесу та якість кінцевого продукту.

Ефективність очистки на стадії попередньої обробки може зменшуватися через часткову пептизацію білково-пектинового комплексу під час основної стадії очищення. Дослідження щодо ефективного поєднання різних етапів з

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		14

метою підвищення виходу та якості цукру тривають. Випадання осаду особливо виражене при переробці неякісної сировини. Навпаки, при переробці свіжого буряку спостерігається зростання виходу готової продукції на кілька десятих відсотка.

В рамках автоматизованої системи управління технологічним процесом (АСУ ТП) попередньої очистки соку реалізовано інтегровану систему моніторингу та контролю основних параметрів. Система здатна ідентифікувати та аналізувати значну кількість потенційних відхилень у роботі як безпосередньо процесу попереднього очищення, так і наступних стадій очищення та фільтрації соку.

До основних вимог, що пред'являються до АСУ ТП, належать:

- наявність чітко визначених критеріїв оцінки якості та ефективності технологічного процесу;
- мінімізація похибок вимірювання та регулювання параметрів;
- забезпечення безперервного функціонування без участі оператора;
- реалізація оптимального алгоритмічного керування процесом;
- модульна структура системи керування.

Розроблена АСУ ТП орієнтована на забезпечення оптимального функціонування системи з урахуванням особливостей виробничого процесу. Її запуск супроводжується впровадженням відповідної методичної документації щодо використання інструментів автоматизації, регламентів технічного обслуговування, профілактичних оглядів та діагностики автоматичних контрольних станцій [5].

Інтегроване програмне забезпечення призначене для автоматизованого управління виконавчими механізмами та оптимального розподілу параметрів у рамках технологічного процесу.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		15

1.3 Опис об'єкта дослідження – технологічного процесу

Рис 1.1 ілюструє структурну технологічну схему попереднього дефекатора, на якій вказано місця встановлення вимірювальних приладів, що забезпечують контроль основних параметрів процесу.

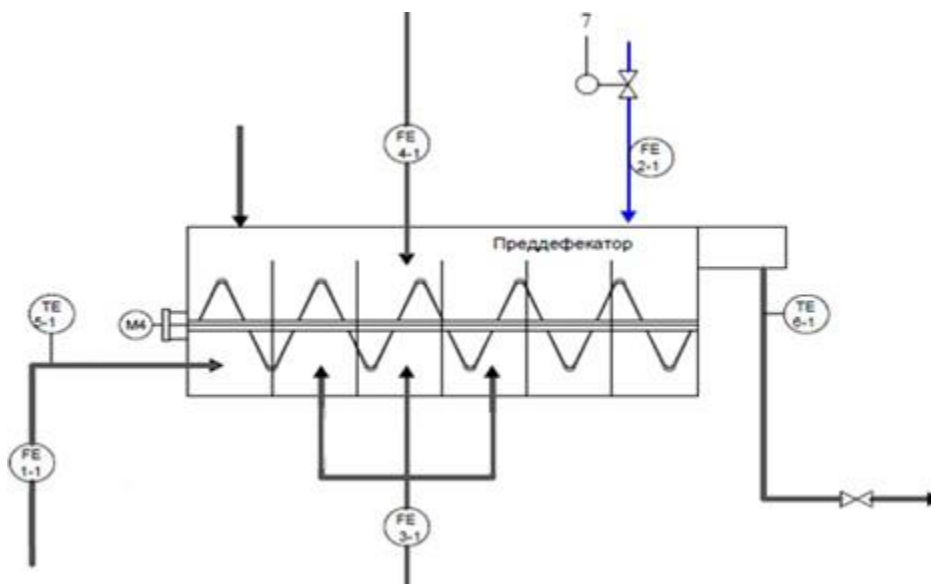


Рисунок 1.1 – Схема переддефекатора з вимірювальними приладами та виконавчими механізмами

Аналогова інформація, яка характеризує хід технологічного процесу, включає:

- витрати соку цукрового буряка, суспензії соку першого та другого насичення, вапняного розчину;
- температури технологічних середовищ у ключових контрольних точках;
- керування регульовальним клапаном (позиція 7) залежно від співвідношення витрат соку та вапна.

Окремі керуючі пристрої, зокрема клапани та електродвигуни, функціонують у двопозиційному режимі (відкрито/закрито, увімкнено/вимкнено) — ця інформація класифікується як дискретна.

Наведені дані щодо вимірювання параметрів дають змогу здійснювати оцінку стану переддефекатора в режимі реального часу. Можлива аварійна зупинка апарата зумовлена, як правило, несправністю одного з

									Арк.
									16
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата					

електродвигунів, накопиченням надмірної кількості осаду або несвоєчасним його видаленням.

Управління процесом здійснюється, переважно, автоматизовано. Проте на локальних вузлах передбачені аварійні пульти керування, які дозволяють оператору оперативно втручатись у разі виникнення надзвичайних ситуацій.

Залежно від стадії процесу, оператор-технолог отримує розширений набір технологічної інформації: витрати по трубопроводах, прогнозовану тривалість окремих операцій, об'єм витрачених реагентів тощо. Вся інформація передається на центральний сервер, де здійснюється комплексний моніторинг і координація роботи автоматизованої системи керування.

Висновок до розділу

Аналіз існуючого технологічного процесу попереднього очищення свідчить про доцільність вдосконалення системи керування для підвищення ефективності роботи переддефекатора. Зокрема, встановлення рН-метра у потоці переддефекованого соку дозволить оперативно контролювати якість попередньої очистки.

Оптимальним підходом є впровадження каскадної системи автоматичного керування, яка здійснюватиме розрахунок витрати вапняного розчину на основі об'єму соку та коригуватиме параметри у відповідності до лабораторних показників якості сировини. Така система забезпечить стабільне досягнення цільового значення рН соку після обробки.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		17

2 МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ПОПЕРЕДНЬОГО ОЧИЩЕННЯ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ

2.1 Моделювання статичного режиму функціонування переддефекатора

Статичне моделювання процесу у переддефекаторі передбачає дослідження системи у режимі сталих параметрів, за яких значення змінних не змінюються з часом. Такий підхід дає змогу сформулювати спрощену математичну модель, що описує взаємозв'язок між основними вхідними та вихідними характеристиками об'єкта, зокрема: витратою соку, концентрацією домішок, подачею вапна та рівнем рН.

У рамках статичного режиму припускається, що всі перехідні процеси завершені, а система перебуває в умовах динамічної рівноваги. На основі матеріального та енергетичного балансів формуються рівняння, які описують поведінку системи залежно від параметрів вхідного потоку та дозування реагентів. Зокрема, розглядається вплив кількості доданого вапна та суспензії першого насичення на рівень рН та ефективність коагуляції.

Процес керування передбачає підтримання визначених технологом керованих параметрів (зокрема витрат, температур, концентрацій) на встановленому рівні з метою забезпечення ефективної коагуляції та осадження домішок.

Об'єктом моделювання виступає горизонтальний апарат типу Брігеля–Мюллера, що виконує функцію попереднього дефекатора. Основне призначення апарата — змішування дифузійного соку з вапняним розчином та суспензією першого насичення з метою хімічного осадження нецукристих речовин, зокрема білково-пектинових комплексів, колоїдів та кислот.

Система подачі передбачає надходження на вхід апарата таких потоків:

FS — витрата дифузійного соку,

FRV — витрата вапняного розчину,

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		18

FPSS — витрата суспензії першого насичення,

FPS — сумарна витрата результуючої суміші,

FO — витрата утвореного осаду.

Крім того, контрольованими параметрами є температури і теплоємності відповідних потоків:

$t_S, t_{RV}, t_{PSS}, t_{PS}, t_O$ — температури відповідних потоків;

$C_S, C_{RV}, C_{PSS}, C_{PS}, C_O$ — відповідні значення питомої теплоємності.

Параметрична схема технологічного процесу представлена на рис. 2.1.

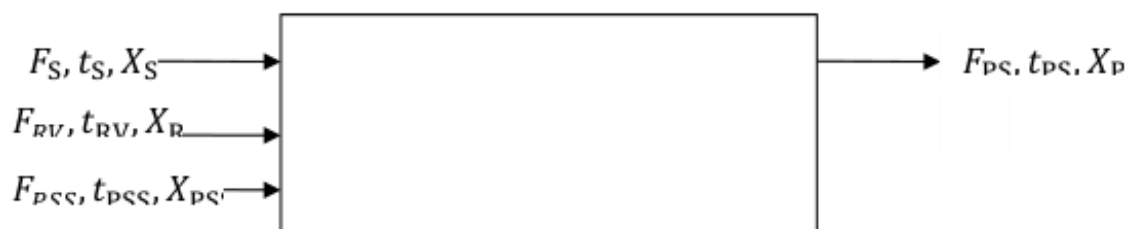


Рисунок 2.1 - Параметрична схема технологічного процесу

Основні припущення для моделювання статички та динаміки переддефектора:

1. Об'єкт описується як розподілена система з лінійним просторовим розподілом параметрів, тобто змінні розподілені уздовж довжини апарата.
2. Питома теплоємність усіх речовин вважається сталою у межах робочих температур процесу.
3. Осадження та коагуляція речовин (зокрема органічних кислот та білково-пектинових комплексів) відбувається рівномірно по довжині апарата.
4. Температурне поле у реакційному об'ємі розподіляється лінійно.
5. Хімічна реакція осадження кислот моделюється як реакція першого порядку, що дозволяє використовувати спрощену кінетичну модель.

Такі припущення дозволяють побудувати математичну модель, придатну як для розрахунку стаціонарного режиму функціонування, так і для подальшого аналізу динаміки системи керування процесом.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		19

Оскільки регульованою величиною є концентрація кислот на виході з апарата попереднього очищення, яка, у свою чергу, залежить від витрати вапняного розчину, то:

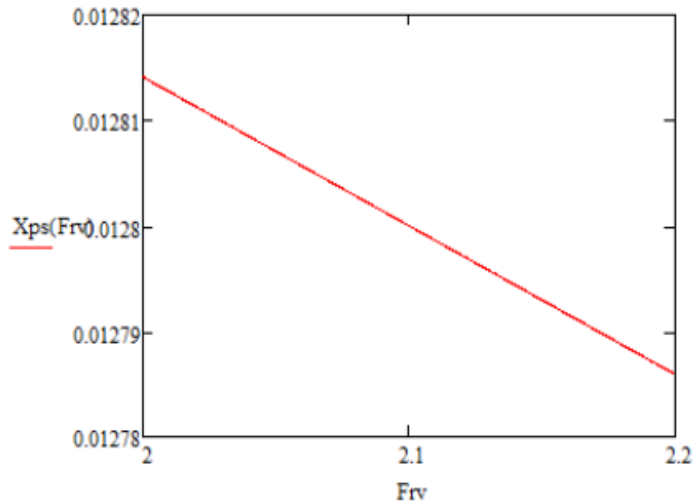


Рисунок 2.2 – Статична характеристика керуючого каналу $FRV \rightarrow X$

Для збурювального каналу, що описує вплив витрати дифузійного соку із цукрових буряків на значення рН, статична характеристика має наступний вигляд:

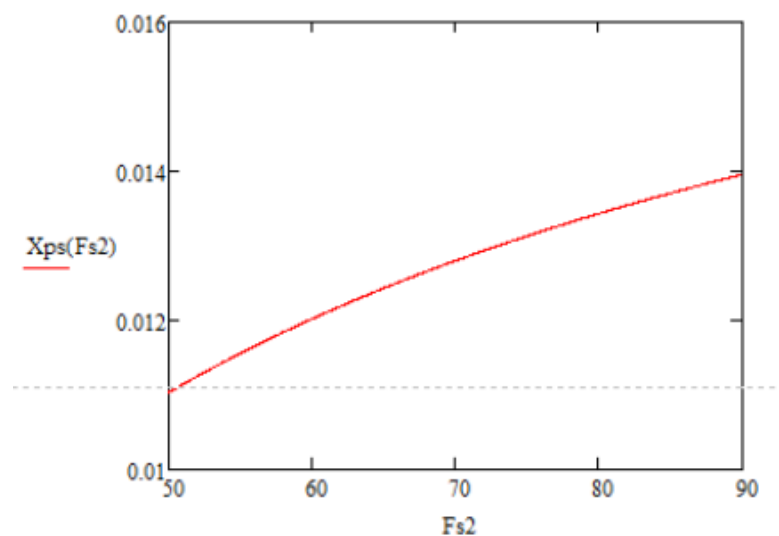


Рисунок 2.3 – Статична характеристика збурювального каналу $FS \rightarrow X_2$

2.2 Побудова динамічної моделі процесу попередньої очистки дифузійного соку

Оскільки певна частка вапняного розчину, що подається до апарата, не вступає у хімічну взаємодію з дифузійним соком безпосередньо в межах апарата попереднього очищення, а транспортується далі по технологічному ланцюгу (зокрема до переддефекатора), необхідно врахувати це явище при формулюванні рівняння матеріального балансу за реагуючими компонентами. Таким чином, рівняння, що описує відповідність між концентраціями реагуючих речовин, має вигляд:

$$F_S * X_1 - (F_S(1 - n) + F_{PSS}) * X_2 = K_1(F_{RV} * X_{V1} - (F_S(1 - n) + F_{PSS}) * X_{V2}), \quad (2.2)$$

де:

X_1, X_2 — концентрації узагальнених кислот відповідно на вході та виході з апарата;

X_{V1}, X_{V2} — концентрації вапна на вході та виході з апарата.

Таким чином, рівняння (2.2) відображає баланс узагальнених кислот у межах апарата попереднього очищення дифузійного соку з урахуванням реакційної та нереакційної частин реагентів.

$$F_S * X_1 + K * e^{-\frac{E}{RT_{PS}}} * ((X_{V1} + X_{V2})/2) * V_a * \rho_S - (F_S(1 - n) + F_{PSS}) * X_2 = V_a * \rho_S * \frac{d\left(\frac{X_1 + X_2}{2}\right)}{dt}$$

Виразимо X_{V2} з 2.2:

$$X_{V2} = \frac{-F_S * X_1 + (F_S(1 - n) + F_{PSS}) * X_{PS} + K_1 * F_{RV} * X_{V1}}{K_1 * (F_S(1 - n) + F_{PSS})}$$

Отже, маємо таке рівняння динаміки кислот в апараті попередньої очистки дифузійного соку:

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		22

$$F_S * X_1 + K * e^{-\frac{E}{RT_{PS}}} * \left(X_{V1} + \frac{-F_S * X_1 + (F_S(1-n) + F_{ps}) * X_1 + K_1 * Frv * X_{V1}}{K_1 * (F_S(1-n) + F_{ps})} \right) * V_a * \rho_S * q/2 - (F_S(1-n) + F_{PS}) * X_2 = V_a * \rho_S * \frac{d\left(\frac{X_1 + X_2}{2}\right)}{dt}$$

Виконаємо лінеаризацію рівняння, що описує динамічну поведінку апарата попереднього очищення дифузійного соку цукрового буряка.

$$\begin{aligned} \Delta F_S * (X_{10} - (1-n) * X_{20}) - \left(\frac{X_{10} * F_{ps}}{K_1 * (F_{S0}(1-n) + F_{ps})^2} + \frac{(1-n)Frv * X_{V1}}{F_{S0}(1-n) + F_{ps}} \right) \frac{K * \left(e^{-\frac{E}{T_{PS0}}} + \frac{E e^{-\frac{E}{RT_{PS0}}}}{R(T_{PS0})^2} * (\Delta T_{PS} - T_{PS0}) \right) * V_a * \rho_S}{2} \\ + \Delta X_1 \left(F_{S0} - \frac{F_{S0}}{K_1 * (F_{S0}(1-n) + F_{ps})} * K \left(e^{-\frac{E}{T_{PS0}}} + \frac{E e^{-\frac{E}{RT_{PS0}}}}{R(T_{PS0})^2} * (\Delta T_{PS} - T_{PS0}) \right) V_a \right. \\ \left. * \rho_S \frac{K \left(e^{-\frac{E}{T_{PS0}}} + \frac{E e^{-\frac{E}{RT_{PS0}}}}{R(T_{PS0})^2} * (\Delta T_{PS} - T_{PS0}) \right) V_a * \rho_S}{2} \right) + \\ \Delta X_2 \left(\frac{K \left(e^{-\frac{E}{T_{PS0}}} + \frac{E e^{-\frac{E}{RT_{PS0}}}}{R(T_{PS0})^2} * (\Delta T_{PS} - T_{PS0}) \right) V_a * \rho_S}{2K_1} - (F_{S0}(1-n) + F_{ps}) \right) + \Delta F_{RV} * \\ \frac{K \left(e^{-\frac{E}{T_{PS0}}} + \frac{E e^{-\frac{E}{RT_{PS0}}}}{R(T_{PS0})^2} * (\Delta T_{PS} - T_{PS0}) \right) V_a * \rho_S * X_{V1}}{2(F_{S0}(1-n) + F_{ps})} = \frac{V_a * \rho_S}{2} \left(\frac{d\Delta X_1}{dt} + \frac{d\Delta X_2}{dt} \right); \quad (2.4) \end{aligned}$$

Виразимо T_{PS} з рівняння (2.4):

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		23

$$\begin{aligned}
& AX_{20}\Delta T_{PS}E_2 + DF_{RV}\Delta T_{PS}E_2 - CF_{S0}\Delta T_{PS}E_2 - DX_{10}\Delta T_{PS}E_2 \\
& = K \frac{d\Delta X1}{dt} + K \frac{d\Delta X2}{dt} - \Delta F_S(G - C)CE_1 - \Delta X_1(F_{S0} - DE_1) + \Delta X_2(H \\
& - AE_1)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta T_{PS}(AX_{20}E_2 + DF_{RV}E_2 - CF_{S0}E_2 - DX_{10}E_2) &= K \frac{d\Delta X1}{dt} + K \frac{d\Delta X2}{dt} - \Delta F_S(G - CE_1) - \\
\Delta X_1(F_{S0} - DE_1) + \Delta X_2(H - AE_1) & \\
\Delta T_{PS} &= \frac{K}{L} \frac{d\Delta X1}{dt} + \frac{K}{L} \frac{d\Delta X2}{dt} - \Delta F_S \frac{(G - CE_1)}{L} - \Delta X_1 \frac{(F_{S0} - DE_1)}{L} + \Delta X_2 \frac{(H - AE_1)}{L} \quad (2.5)
\end{aligned}$$

Таким чином, отримано аналітичний вираз для температури суміші на виході з апарата як функції параметрів реакції, що відбувається у переддефекаторі.

Розглянемо тепер рівняння, яке описує динаміку теплового балансу апарата попереднього очищення дифузійного соку:

$$\begin{aligned}
F_s \cdot t_s \cdot C_s + F_{PSS} \cdot t_s \cdot C_{PSS} + F_{RV} \cdot t_{RV} \cdot C_{RV} - F_{PS} \cdot T_{PS} \cdot C_{PS} + w_s * V_a \rho_s q = \\
V_a * \rho_s * \frac{d(\frac{T_s + T_{PS}}{2})}{dt} \quad (2.6)
\end{aligned}$$

Підставимо отриманий вираз для температури, визначений із рівняння матеріального балансу, та виконаємо лінеаризацію рівняння, що описує динаміку теплового балансу апарата попереднього очищення дифузійного соку.

$$\begin{aligned}
\Delta F_s \cdot t_s \cdot C_s + \Delta t_s \cdot (F_s \cdot C_s + F_{PSS} \cdot C_{PSS}) + \Delta F_{RV} \cdot t_{RV} \cdot C_{RV} - \Delta T_{PS}(F_{PS} \cdot \\
C_{PS} + K^* X_{PS}^* V_a * \rho_s q) = V_a * \rho_s * \frac{d(\frac{T_s + T_{PS}}{2})}{dt} \quad (2.7)
\end{aligned}$$

Вважатимемо також, що вхідна концентрація речовин залишається сталою. Тоді, із урахуванням підстановки виразу з рівняння (2.5), рівняння (2.7) набуває наступного вигляду:

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		25

$$\Delta F_s \cdot At + \Delta t_s \cdot Bt + \Delta F_{RV} \cdot Ct$$

$$= \frac{V\rho}{2}$$

$$d\left(\frac{Kd\Delta X_1}{L} + \frac{Kd\Delta X_2}{L} - \Delta F_s \frac{(G - CE_1)}{L} - \Delta X_1 \frac{(Fs0 - DE1)}{L} + \Delta X_2 \frac{(H - AE1)}{L}\right) + \frac{V\rho}{2} * \frac{d\Delta TPS}{dt} + \left(\frac{K}{L} \frac{d\Delta X_1}{dt} + \frac{K}{L} \frac{d\Delta X_2}{dt} - \frac{d\Delta X_1}{dt}\right)$$

$$\Delta F_s \frac{(G - CE_1)}{L} - \Delta X_1 \frac{(Fs0 - DE1)}{L} + \Delta X_2 \frac{(H - AE1)}{L} \cdot Dt | : Dt$$

$$* \Delta F_s \cdot \frac{At}{Dt} + \Delta t_s \cdot \frac{Bt}{Dt} + \Delta F_{RV} \cdot \frac{Ct}{Dt} - \frac{V\rho}{2Dt} * \frac{d\Delta TS}{dt} = \frac{V\rho}{2Dt} *$$

$$d\left(\frac{Kd\Delta X_1}{L} + \frac{Kd\Delta X_2}{L} - \Delta F_s \frac{(G - CE_1)}{L} - \Delta X_1 \frac{(Fs0 - DE1)}{L} + \Delta X_2 \frac{(H - AE1)}{L}\right) + \left(\frac{K}{L} \frac{d\Delta X_1}{dt} + \frac{K}{L} \frac{d\Delta X_2}{dt} - \Delta F_s \frac{(G - CE_1)}{L} - \right.$$

$$\left. \Delta X_1 \frac{(Fs0 - DE1)}{L} + \Delta X_2 \frac{(H - AE1)}{L}\right)$$

Прийmemo, що

$$\frac{V\rho}{2Dt} = T$$

тоді

$$\begin{aligned} & \frac{T(G - CE_1)}{L} \frac{d\Delta F_s}{dt} + \Delta F_s \left(\frac{At}{Dt} + \frac{2(G - CE_1)}{L}\right) + \Delta t_s \frac{Bt}{Dt} + \Delta F_{RV} \cdot \frac{Ct}{Dt} - T \frac{K}{L} \frac{d^2 \Delta X_1}{dt^2} \\ & + \frac{d\Delta X_1}{dt} \left(T \left(\frac{(Fs0 - DE1)}{L}\right) + \frac{K}{L}\right) + \Delta X_1 \left(\frac{(Fs0 - DE1)}{L}\right) = T \frac{K}{L} \frac{d^2 \Delta X_2}{dt^2} + \frac{d\Delta X_2}{dt} \left(T \left(\frac{(H - AE1)}{L}\right) + \right. \\ & \left. + \frac{K}{L}\right) + \Delta X_2 \left(\frac{(H - AE1)}{L}\right) \end{aligned}$$

Здійснимо заміни та застосуємо перетворення Лапласа:

$$\frac{T(G - CE_1)}{L} = K_{1Fs}$$

$$\frac{At}{Dt} + \frac{2(G - CE_1)}{L} = K_{2Fs}$$

$$\frac{Bt}{Dt} = K_{Ts}$$

$$\frac{Ct}{Dt} = K_{Frv}$$

$$T \frac{K}{L} = K_1$$

$$T \left(\frac{(Fs0 - DE1)}{L}\right) + \frac{K}{L} = K_{2X1}$$

$$\frac{(Fs0 - DE1)}{L} = K_{3X1}$$

$$T \left(\frac{(H - AE1)}{L}\right) + \frac{K}{L} = K_{2X2}$$

$$\frac{(H - AE1)}{L} = K_{3X2}$$

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		26

$$K_{1Fs} \frac{d\Delta F_s}{dt} + K_{2Fs} \Delta F_s + K_{Ts} \Delta t_s + \Delta F_{RV} K_{Frv} - K_1 \frac{d^2 \Delta X_1}{dt^2} + K_{2X1} \frac{d\Delta X_1}{dt} + K_{3X1} \Delta X_1 =$$

$$K_1 \frac{d^2 \Delta X_2}{dt^2} + K_{2X2} \frac{d\Delta X_2}{dt} + K_{3X2} \Delta X_2$$

Отримуємо наступний вираз:

$$F_s(p)(K_{1Fs}p + K_{2Fs}) + K_{Ts}T_s(p) + K_{Frv}F_{Frv}(p) - X_1(p)(K_1p^2 + K_{2X1}p + K_{3X1}) = X_2(p)(K_1p^2 + K_{2X2}p + K_{3X2}) \quad (2.8)$$

Передавальна функція по каналу:

$$W_{Frv \rightarrow X_2}(p) = \frac{K_{Frv}}{K_1p^2 + K_{2X2}p + K_{3X2}} \quad (2.9)$$

де

$$W_{Frv \rightarrow X_2}(p) = \frac{2.869}{137.612p^2 + 110.746p + 0.98}$$

Перехідна характеристика об'єкта по каналу керування FRV \rightarrow X₂ визначається шляхом оберненого перетворення Лапласа добутку передаточної функції каналу W_k(p) та Лапласового образу одиничного сигналу 1(t):

$$h_{obk}(t) = L^{-1} \left[\frac{1}{p} * W_k(p) \right] \quad (2.10)$$

В нашому випадку

$$h_{ob}(t) := \frac{W_{ob}(p)}{p} \text{ invlaplace, p float, 2} \rightarrow 0.033 \cdot e^{-0.8 \cdot t} + -3.0 \cdot e^{-0.0089 \cdot t} + 2.9$$

Перехідна характеристика за каналом керування h_{ob}(t), визначена за формулою (2.10), представлена на рисунку 2.4.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
						27
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

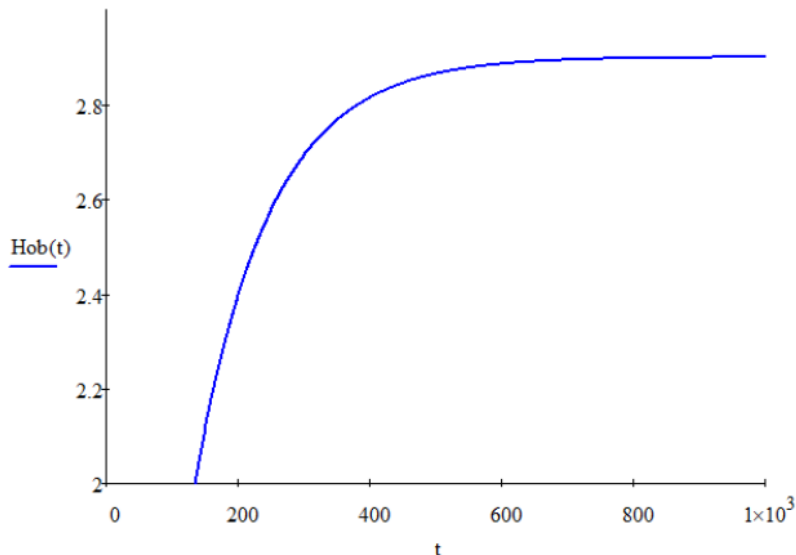


Рисунок 2.4 — Перехідна характеристика об'єкта управління по каналу керування FRV → X2X_2X2.

2.3 Налаштування системи керування за методом Ціглера–Нікольса

Відповідно до методу Ціглера–Нікольса, замкнену систему керування з пропорційним регулятором виводять на межу стійкості шляхом поступового збільшення коефіцієнта підсилення KR.3 отриманого коливного режиму визначають критичне значення коефіцієнта підсилення регулятора та критичний період коливань $T_{кр}$. На основі цих параметрів розраховують оптимальні налаштування регулятора за такими емпіричними залежностями:

- для пропорційного (П) регулятора: $K_{опт} = 0,55$;
- для пропорційно-інтегрального (ПІ) регулятора: $K_{опт} = 0,35$.

Метод Ціглера–Нікольса характеризується простотою реалізації та дозволяє забезпечити необхідний запас стійкості системи керування, проте не гарантує досягнення мінімального значення інтегрального критерію якості.

$$K_{Frv} = 2.869 \quad K_1 = 137.612 \quad K_{2X2} = 110.746 \quad K_{3X2} = 0.98$$

$$W_{Frv \rightarrow X2}(p) = \frac{K_{Frv}}{K_1 p^2 + K_{2X2} p + K_{3X2}}$$

$$W_{regNast} := K_{reg_as}$$

$$W_{zsNast}(p) := \frac{Wob(p) \cdot W_{regNast}}{1 + Wob(p) \cdot W_{regNast}}$$

									Арк.
									28
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата	БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ				

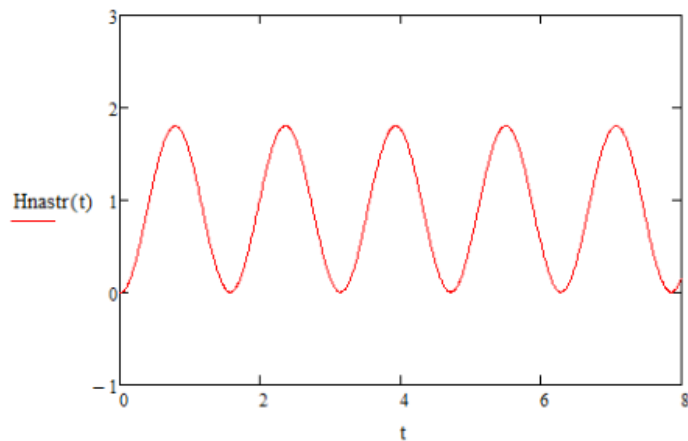


Рисунок 2.5 — Перехідна характеристика замкненої коливної системи за каналом керування FRV → X2.

$$H_{nastr}(t) := \frac{W_{zsNast}(p)}{p} \Big|_{\substack{\text{invdaplace, } p \\ \text{float, } 1}}$$

$$\rightarrow -8.4 e^{-0.0045 \cdot t} + -0.9 \cdot \cos(4.0 \cdot t) + -0.001 \cdot \sin(4.0 \cdot t) + 8.4$$

$$W_{zsP}(p) := \frac{W_{ob}(p) \cdot W_{regP}}{1 + W_{ob}(p) \cdot W_{regP}}$$

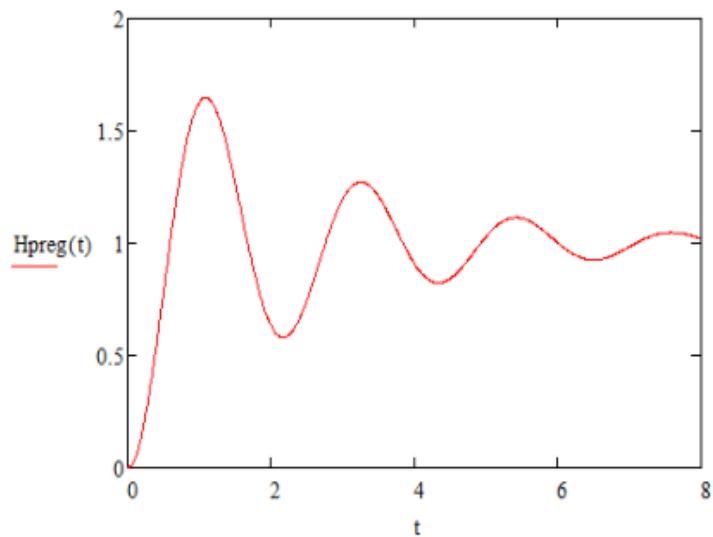


Рисунок 2.6 — Перехідна характеристика замкненої коливної системи з пропорційним регулятором

$$HPIreg(t) := \frac{WzsPI(p)}{p} \left| \begin{array}{l} \text{invlaplace, p} \\ \text{float, 1} \end{array} \right. \rightarrow$$

$$\rightarrow 0.001 \cdot e^{-0.00009 \cdot t} + 0.04 \cdot e^{-0.8 \cdot t} + -0.04 \cdot e^{-0.009 \cdot t} + -1.0 \cdot e^{-0.4 \cdot t} \cdot \cos(2.0 \cdot t) + -0.2 \cdot e^{-0.4 \cdot t} \cdot \sin(2.0 \cdot t) + 1.0$$

$$Tikr := 9000$$

$$Ti_{opt} := 1.25Tik$$

$$WregPI(p) := Kreg_{pi} \cdot \left(1 + \frac{1}{Ti_{opt} \cdot p} \right)$$

$$WzsPI(p) := \frac{Wob(p) \cdot WregPI(p)}{1 + Wob(p) \cdot WregPI(p)}$$

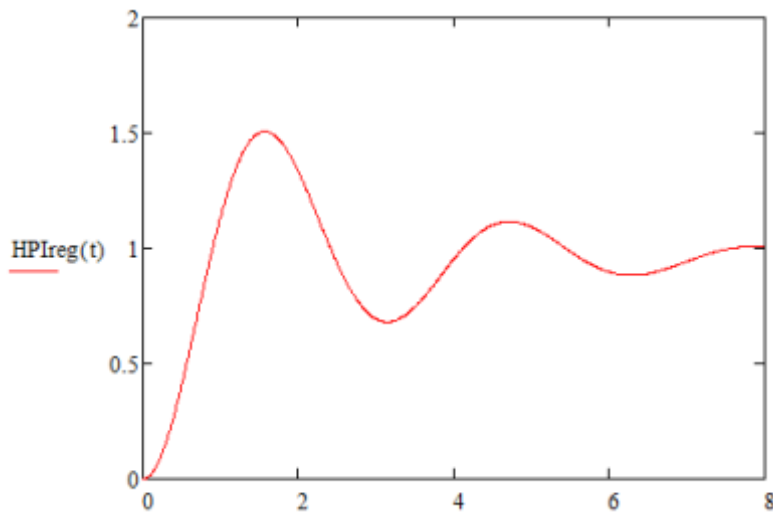


Рисунок 2.7 — Перехідна характеристика замкненої коливної системи з пропорційно-інтегральним регулятором

На основі аналізу графіків замкнених систем з ПІ- та ПІД-регуляторами встановлено, що найбільш ефективним для практичного застосування є пропорційний (П) регулятор. Це пояснюється тим, що П-регулятор забезпечує задовільну якість регулювання, короткий час виходу на усталений режим та знижену чутливість системи до зовнішніх збурень.

2.4 Регулювання системи керування на основі аналізу перехідного режиму

У практичній діяльності для налаштування систем керування, як правило, застосовуються апроксимаційні методи визначення параметрів регулятора. Такий підхід дозволяє оперативно, без проведення складних експериментальних досліджень, розв'язати задачу вибору оптимальних характеристик регулятора відповідно до встановленого критерію управління та специфіки об'єкта. Для попередньої оцінки динамічних властивостей системи використовуються спрощені математичні моделі об'єкта керування, представлені у вигляді передаточних функцій.

Існує значна кількість евристичних правил налаштування параметрів регуляторів, серед яких широко застосовується метод перехідного режиму. Згідно з цим методом, параметри регулятора визначаються на основі характеристик, що описують динамічні властивості об'єкта керування.

$$C/D = 2.896 \quad T = 110.746 \quad \text{tau} = 2000$$

$$W(s) := \frac{K}{T \cdot s + 1} \quad \frac{\text{tau}}{T} = 18.0593$$

1)P

$$K_{rpl} = \frac{1}{2 \cdot K} \quad K_{rpl} = 0.1727$$

PI

$$K_{rpil} = \frac{1}{2 \cdot K} \quad K_{rpil} = 0.1727$$

$$T_{pil} = 1200$$

$$T_{pi1} = 0.6 \cdot \text{tau} \quad K_{rpid1} = 0.2031$$

PID

$$K_{rpid1} = \frac{1}{1.7 \cdot K} \quad T_{pid1} = 1400$$

$$T_{pid1} = 0.7 \cdot \text{tau}$$

$$T_{pid11} = 0.15 T_{pid1} \quad T_{pid11} = 210$$

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		32

$$\text{Krp2} := \frac{0.7 \cdot T}{K \cdot \tau} \text{Krp2} = 0.0134$$

$$\text{Krp2} := \frac{0.7 \cdot T}{K \cdot \tau}$$

$$\text{Tpi2} := 0.7 \cdot T$$

PID

$$\text{Krp2} := \frac{1.2 \cdot T}{K \cdot \tau}$$

$$\text{Tpid2} := 2 \cdot \text{tal}$$

$$\text{Tpid2} := 0.4 \cdot \text{tat} \text{Tpid2} = 800$$

$$\text{Krp2} = 0.0134$$

$$\text{Tpi2} = 77.5222$$

$$\text{Krp2} = 0.0229$$

$$\text{Tpid2} = 4000$$

$$\text{Krl} := \begin{pmatrix} \text{Krp1} & 0 & 0 \\ 0 & \text{Krp1} & 0 \\ 0 & 0 & \text{Krp1d1} \end{pmatrix}$$

$$\text{Ti1} := \begin{pmatrix} 0 \\ \frac{1}{\text{Tpi1}} \\ \frac{1}{\text{Tpid1}} \end{pmatrix} \quad \text{Td1} := \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ \text{Tpid1} \end{pmatrix}$$

$$\text{Kr2} := \begin{pmatrix} \text{Krp2} & 0 & 0 \\ 0 & \text{Krp2} & 0 \\ 0 & 0 & \text{Krp2d2} \end{pmatrix}$$

$$\text{Ti2} := \begin{pmatrix} 0 \\ \frac{1}{\text{Tpi2}} \\ \frac{1}{\text{Tpid2}} \end{pmatrix} \quad \text{Td2} := \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ \text{Tpid2} \end{pmatrix}$$

$$\text{Wp1}(s) := \text{Kr1} \cdot \left(1 + \frac{\text{Ti1}}{s} + \text{Td1} \cdot s \right) \quad \text{Wp2}(s) := \text{Kr2} \cdot \left(1 + \frac{\text{Ti2}}{s} + \text{Td2} \cdot s \right)$$

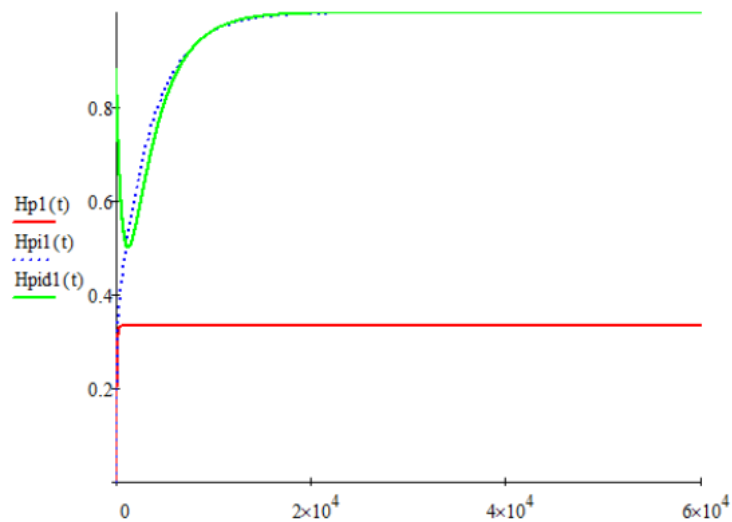


Рисунок 2.8 — Перехідні процеси в системі керування з заданою передаточною функцією та різними типами регуляторів.

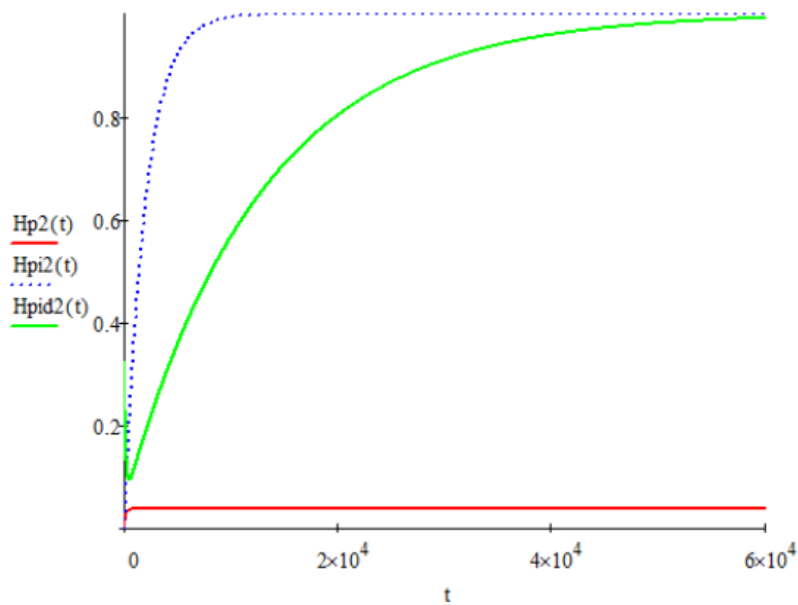
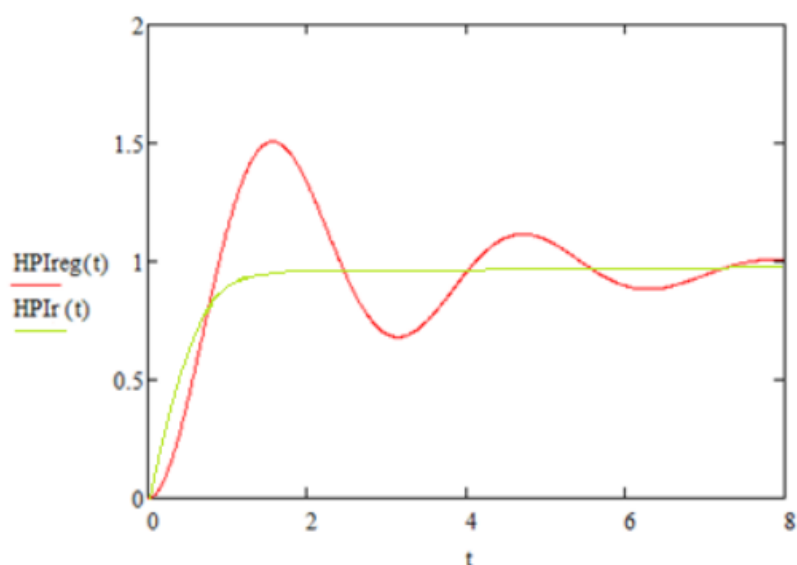


Рисунок 2.9 — Перехідні процеси в системі керування з заданою передаточною функцією для всіх типів регуляторів.

Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

За аналізом представлених графіків встановлено, що пропорційна (П) складова генерує сигнал, який протидіє миттєвому відхиленню керованої величини. Інтегральна (І) складова акумулює накопичені значення помилки, що дозволяє усунути статичну похибку, характерну для П-регулятора. Диференціальна (Д) складова в ПІД-регуляторі прогнозує майбутні відхилення за рахунок оцінки швидкості зміни помилки, що забезпечує найшвидшу реакцію серед усіх складових регулятора.

Рисунок 2.10 — Порівняльний аналіз перехідних процесів



Як демонструє рисунок 2.10, порівняння перехідних характеристик, отриманих різними методами, свідчить про те, що оптимальні параметри налаштування регулятора забезпечує метод перехідного режиму.

Висновок до розділу

У рамках розглянутого розділу було розроблено математичну модель системи автоматичного керування процесом попереднього очищення дифузійного соку, що враховує як матеріальні, так і теплові баланси апарата. Здійснено лінеаризацію нелінійних рівнянь динаміки процесу, що дозволило отримати передаточні функції керуючих та збурювальних каналів системи. Побудовані статичні та динамічні характеристики забезпечують детальне

уявлення про поведінку об'єкта управління у номінальних режимах. Запропонований підхід моделювання створює надійну основу для подальшого проектування ефективних алгоритмів автоматичного регулювання, що забезпечують стабільність і якість процесу очищення дифузійного соку в реальних виробничих умовах.

Отримана модель дозволяє провести аналіз чутливості системи до змін технологічних параметрів, а також визначити оптимальні умови функціонування переддефектора для забезпечення максимального ступеня очищення соку. Крім того, така модель є основою для подальшого синтезу систем автоматизованого управління технологічним процесом.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		36

3 СИНТЕЗ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ПОПЕРЕДНЬОГО ОЧИЩЕННЯ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ

Інтерактивне програмне середовище SISOTool застосовується для синтезу коригуючого пристрою (регулятора) та попереднього фільтра (пристрою прямого зв'язку). Даний інструмент призначений для вибору типу та параметрів керуючого пристрою з урахуванням вимог до якості функціонування проектованої системи управління в перехідних та усталених режимах. У процесі синтезу передбачається наявність попередньо отриманих, тобто відомих, математичних моделей елементів незмінної частини системи, а також визначення допустимого закону управління, що задає структурну схему системи.

Для реалізації налаштування задаємо передаточну функцію об'єкта у вигляді:

$$W_{Frv \rightarrow X2}(p) = \frac{2.869}{137.612p^2 + 110.746p + 0.98}$$

та викликаємо інтерактивне середовище налаштування регулятора SISOTool за допомогою наступних команд MATLAB:

```
num = [2.869];  
den = [137.612 110.796 0.98];  
Wp = tf(num, den);  
Wp.variable = 'p';  
sisotool(Wp);
```

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		37

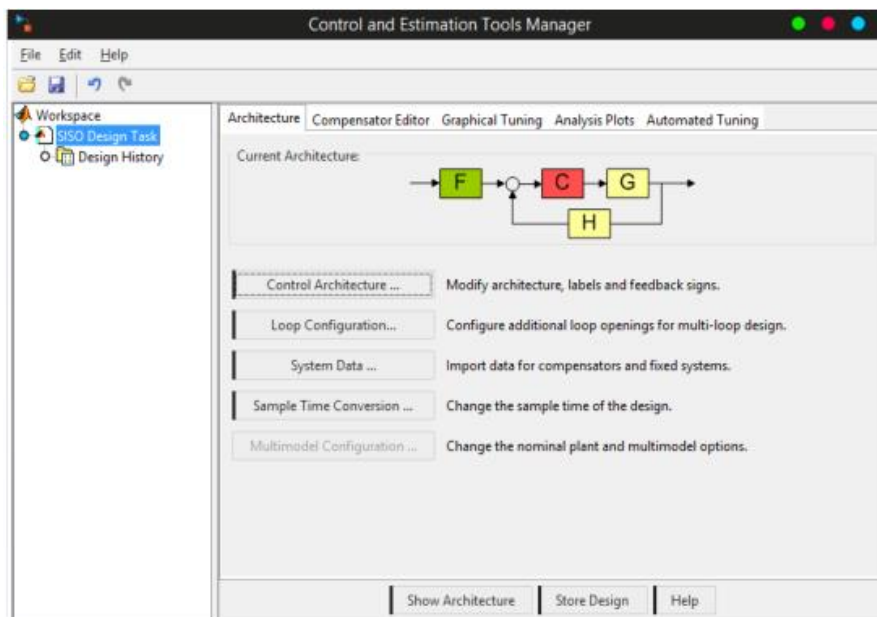


Рисунок 3.1 — Інтерфейс вікна редактора

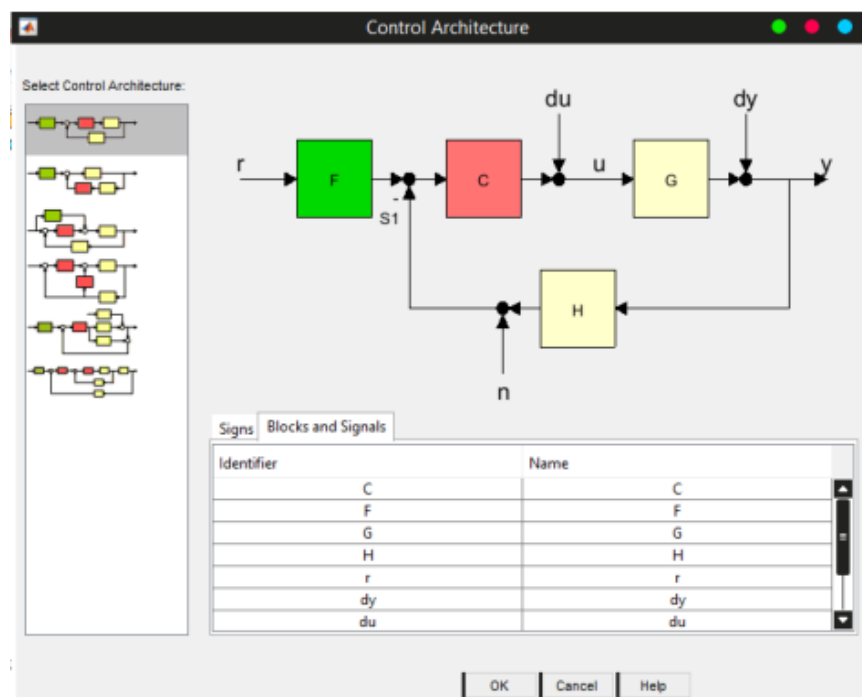
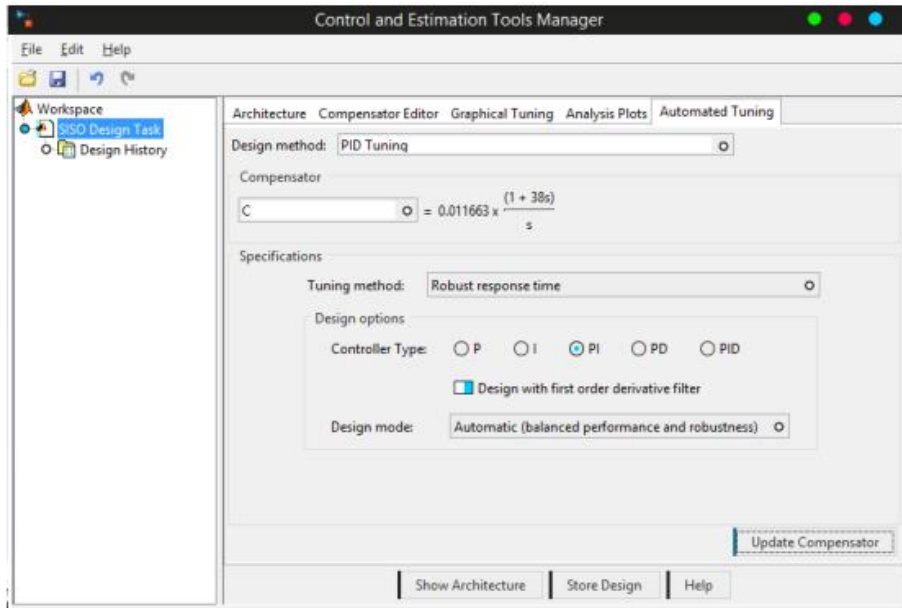
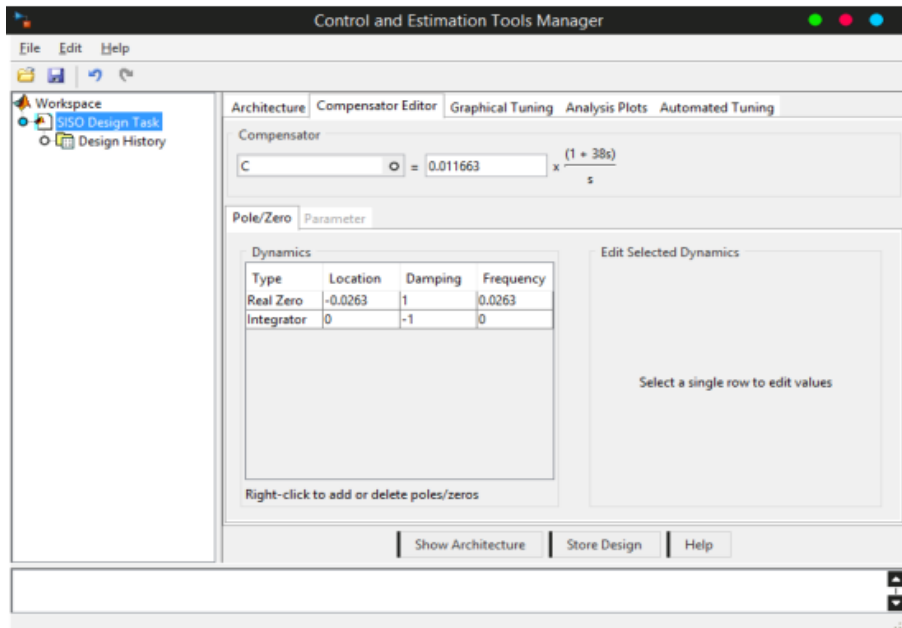


Рисунок 3.2 — Архітектурна схема системи

Встановлюємо необхідні критерії налаштування для визначення параметрів регулятора та його типу.



а)



б)

Рисунок 3.3 а, б — Процес налаштування регулятора

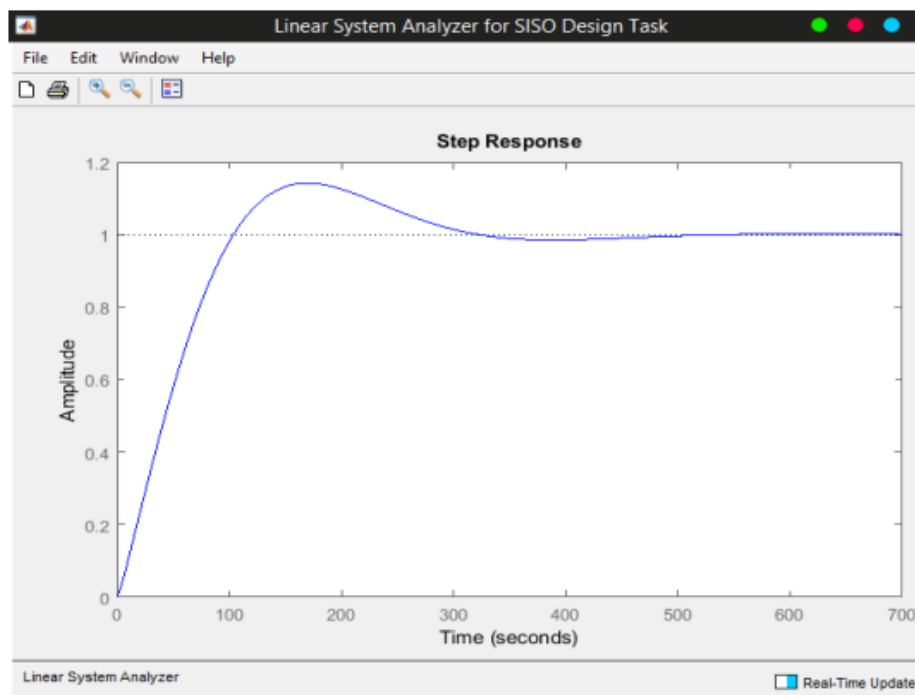


Рисунок 3.4 — Відповідь налаштованої системи на одиничний ступінчатий вплив по каналу керування $FRV \rightarrow X2$

Висновок до розділу

У даному розділі здійснено синтез системи автоматичного керування процесом попереднього очищення дифузійного соку на основі математичних моделей об'єкта управління. Використано методи апроксимації та налаштування регуляторів із застосуванням інтерактивного середовища SISOTool, що дозволило оптимізувати параметри коригуючих пристроїв. Запропонована структура системи керування забезпечує стабільність процесу, ефективну компенсацію збурень і високу якість регулювання в перехідних та усталених режимах. Отримані результати слугують теоретичною базою для подальшої розробки та впровадження автоматизованих систем управління на виробництві.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		40

4 РОЗРОБКА ТА РОЗРАХУНОК ОПТИМАЛЬНОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ЗІ ЗВОТНИМ ЗВ'ЯЗКОМ

4.1 Визначення відповідного критерію оптимальності

Для розв'язання задачі оптимального керування процесом необхідно визначити критерій якості, що забезпечує підтримання рН на заданому рівні при одночасній мінімізації витрат вапна. У даному дослідженні обрано квадратичний критерій якості, який відповідає зазначеній умові:

$$I = \frac{1}{2} \int_0^{t_f} (q(X_2 - X_2^{3a\theta})^2 + rF_{RV}^2) dt \rightarrow \min$$

Функція Гамільтона:

$$H = \frac{1}{2} ((q(X_2 - X_2^{3a\theta})^2 + rF_{RV}^2) + \lambda_1(aX_2(t) + bF_{RV}(t)))$$

Умови оптимальності:

$$\lambda_1' = -\frac{dH}{dX_2} = -q(X_2 - X_2^{3a\theta}) - \lambda_1 a \quad \lambda_1'(t_f) = 0 \quad \frac{dH}{dF_{RV}} = rF_{RV} + b\lambda_1 = 0$$

Оптимальне керування по витраті вапна:

$$F_{RV}^* = -\frac{b}{r} \lambda_1$$

Прямий час:

$$\frac{X_2^{v+1} - X_2^v}{\tau} = aX_2 + bF_{RV}$$

$$X_2^{v+1} - X_2^v = \tau(aX_2 + bF_{RV})$$

Зворотній час, система спряжена:

$$\frac{\lambda_1^v - \lambda_1^{v-1}}{\tau} = -q(X_2 - X_2^{3a\theta}) - \lambda_1 a \quad \lambda_1^v - \lambda_1^{v-1} = \tau(-q(X_2 - X_2^{3a\theta}) - \lambda_1 a)$$

4.2 Обчислення оптимального програмного керування

Для виконання розрахунку оптимального програмного керування необхідно визначити послідовність дій, що формують відповідний алгоритм:

1. Провести чисельне моделювання математичної моделі системи в прямому часі за умови постійного керуючого впливу U;

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		41

2. Побудувати спряжену систему у зворотному часі;
3. Виконати розрахунок оптимального керуючого впливу U за заданим критерієм;
4. Повторювати попередні кроки з пункту 1 з метою уточнення траєкторії оптимального переходу, зберігаючи значення часової похідної як скінченну різницю та обчислюючи попередні значення відповідних змінних.

Для розрахунку оптимального програмного керування розглянутого об'єкта використано середовище прикладного моделювання MATLAB. Оскільки математичну модель об'єкта попередньо ідентифіковано, розрахунок розпочато з побудови спряженої системи у зворотному часі з використанням наступних параметрів:

$$a = -0,83$$

$$b = 6,64$$

$$q = 1$$

$$r = 1$$

$$T = 0,001$$

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		42

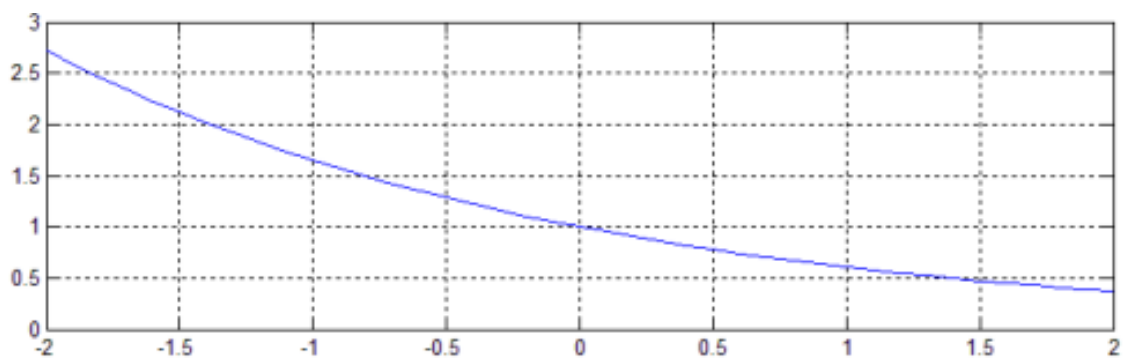


Рисунок 4.1 – Графік поведінки спряженої змінної λ_1 системи

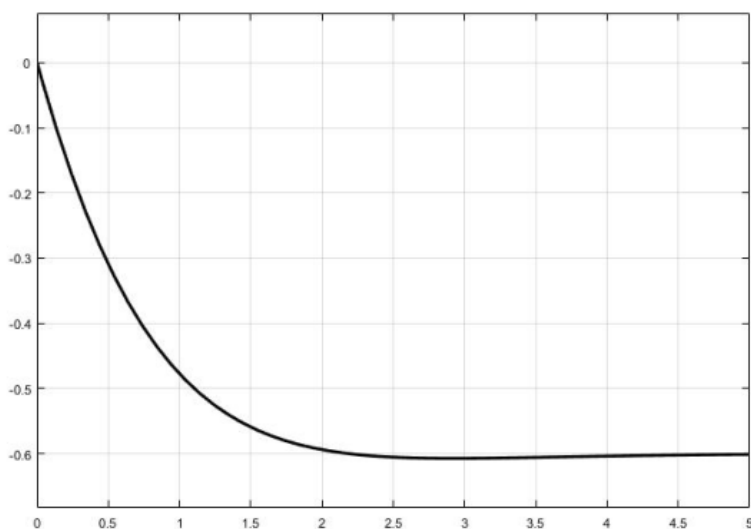


Рисунок 4.2 – Графічне представлення вектора оптимального керуючого впливу

4.3 Синтез лінійно-квадратичного оптимального регулятора

На рисунку 4.3 представлено структурну схему контуру регулювання концентрації суміші на виході з апарата попереднього очищення дифузійного соку. Розрахунки оптимального керування здійснено в програмному середовищі MATLAB. Застосовуючи квадратичний критерій якості, необхідно визначити оптимальне керування за наявності зворотного зв'язку в системі. Система використовує лінійний регулятор:

$$U(t) = -K(t)X(t),$$

де

$$K(t) = -R^{-1}BP(t)$$

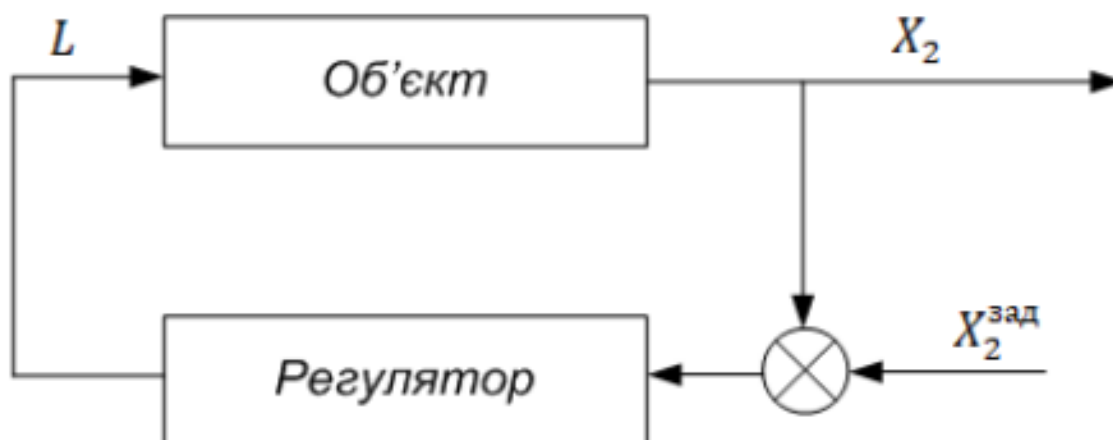


Рисунок 4.3 – Структурне представлення контуру системи автоматичного регулювання

Наведені математичні залежності визначають структуру оптимального лінійного регулятора з підсилювальним коефіцієнтом K . Такий регулятор не лише забезпечує мінімізацію заданого критерію якості вздовж траєкторій системи, а також має наступні особливості:

1. Оскільки коефіцієнт підсилення K не є функцією стану X або керуючого впливу U , його можна обчислити незалежно від контуру керування шляхом розв'язання матричного рівняння Ріккати у зворотному напрямку часу.
2. Матриця P , що входить до складу рівняння Ріккати, прямує до сталого значення при $t \rightarrow \infty$. За умови, що матриці Q , B , A та R є постійними, її можна визначити, розв'язавши стаціонарне рівняння Ріккати:

$$PA + A^T P + Q - PBR^{-1}B^T P = 0$$

Це дозволяє забезпечити сталу величину коефіцієнта підсилення K .

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		44

3. У ряді випадків явні обмеження на керуючі дії замінюються через використання квадратичного зважування, що дає змогу визначити оптимальний закон зворотного зв'язку. Водночас необхідно враховувати, що занадто велике значення матриці R може спричинити значне відхилення кінцевого стану системи від бажаного, тоді як надто малі значення призводять до генерації неприйнятно великих керуючих сигналів U . Основними обмеженнями в даному випадку є вимоги позитивної визначеності матриці R та відсутність можливості безпосереднього задання обмежень на вектори стану X та керування U .
4. Загальний критерій якості оптимального керування має вигляд:

$$J = 1/2 X(t_f)^T S_f X(t_f) + 1/2 \int_0^{t_f} (X^T Q X + U^T R U + 2 X^T N U) dt$$

де враховується взаємозв'язок між вектором стану та керуючим впливом. У цьому випадку оптимальний закон зворотного зв'язку визначається через коефіцієнт підсилення:

$$K = R^{-1}(B^T P - N^T).$$

Слід зазначити, що в реальній практиці реалізація алгоритмів оптимального керування не завжди дозволяє досягти теоретично оптимальних результатів. Це обумовлено тим, що моделі, що використовуються для опису об'єкта керування, зазвичай є спрощеними або апроксимованими, відображаючи лише основні домінуючі динамічні характеристики процесу. У результаті похибки моделювання можуть призводити до збільшення помилки оптимізації, а отже, до можливої нестабільності алгоритму. Така нестабільність, зокрема, пов'язана з втратою симетрії в розв'язку рівняння Ріккати.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		45

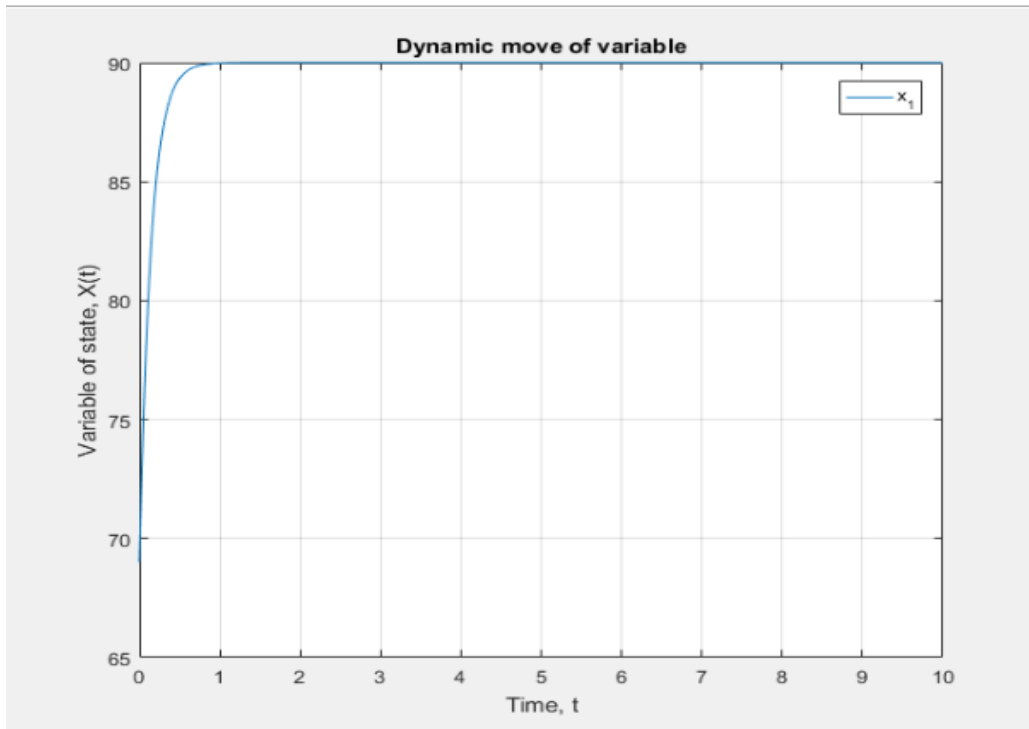


Рисунок 4.4 – Динамічна поведінка змінної стану в системі з лінійно-квадратичним регулятором

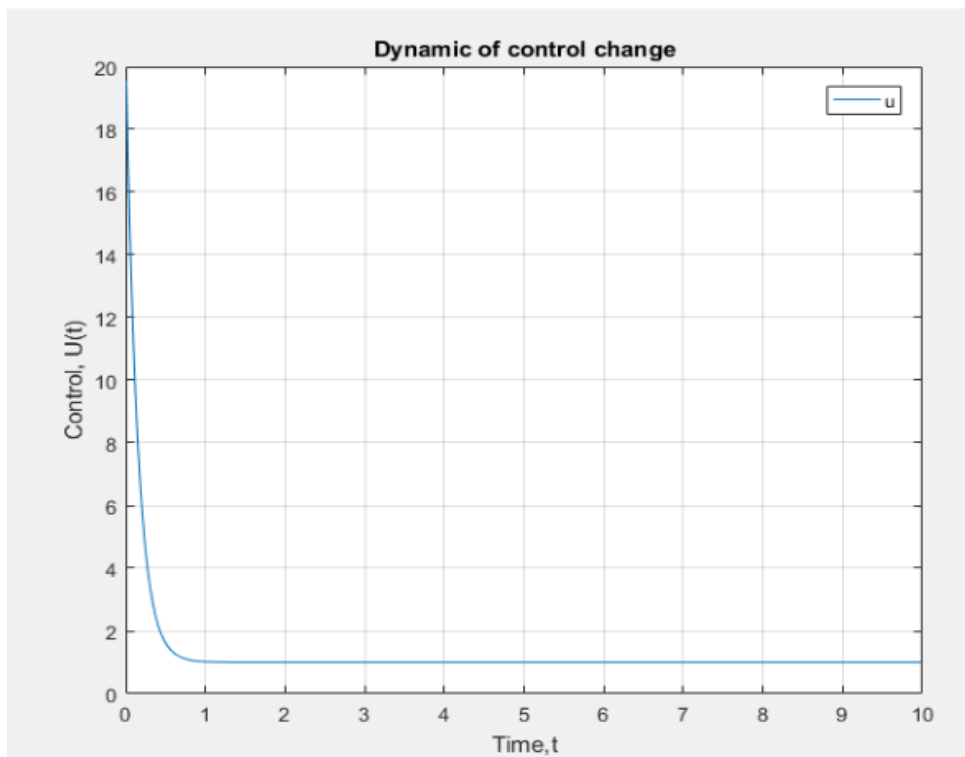


Рисунок 4.5 – Динаміка керуючої змінної в системі з лінійно-квадратичним регулятором

4.4 Розробка оптимального лінійно-квадратичного регулятора із врахуванням інтегральної складової

Для розрахунку оптимального керування із врахуванням інтегральної складової та зворотного зв'язку використано програмне середовище MatLab. Слід зауважити, що задача синтезу оптимального управління на основі квадратичного критерію для лінійної системи має розв'язки у вигляді лінійних регуляторів. Такі регулятори здатні з часом зменшувати вплив початкових умов або короткочасних імпульсних збурень до нуля на вихід об'єкта керування. Проте при наявності постійних або повільно змінних вхідних впливів ці регулятори не можуть забезпечити нульове відхилення керованих величин від заданих значень. Для виконання цієї умови закон управління повинен містити принаймні дві складові: одну, залежну від стану системи, та іншу — від інтегралу стану [7].

Порівняно з інтегральним ПІ-регулятором, лінійний оптимальний регулятор у моделюванні демонструє перевагу завдяки відсутності значного пере регулювання і кращій стійкості до збурень. Враховуючи це, необхідно переглянути постановку задачі управління шляхом введення інтегральної складової, яка дозволить зменшити похибку регулювання та підвищити якість керування.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
						47
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

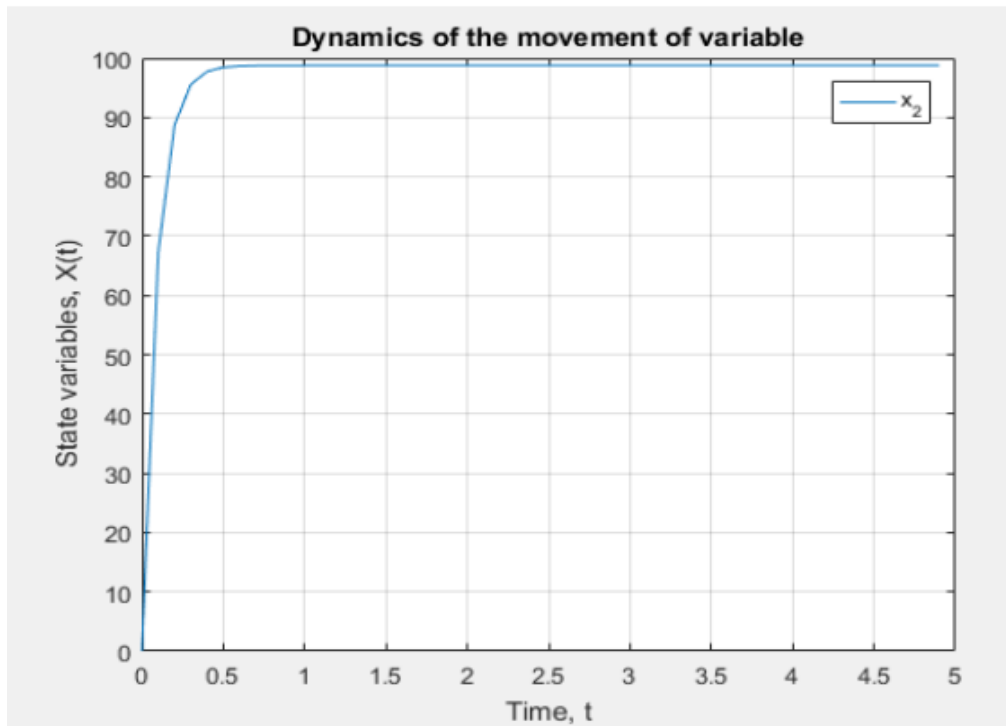


Рисунок 4.6 – Динаміка змінної стану з урахуванням інтегральної складової в лінійно-квадратичному регуляторі

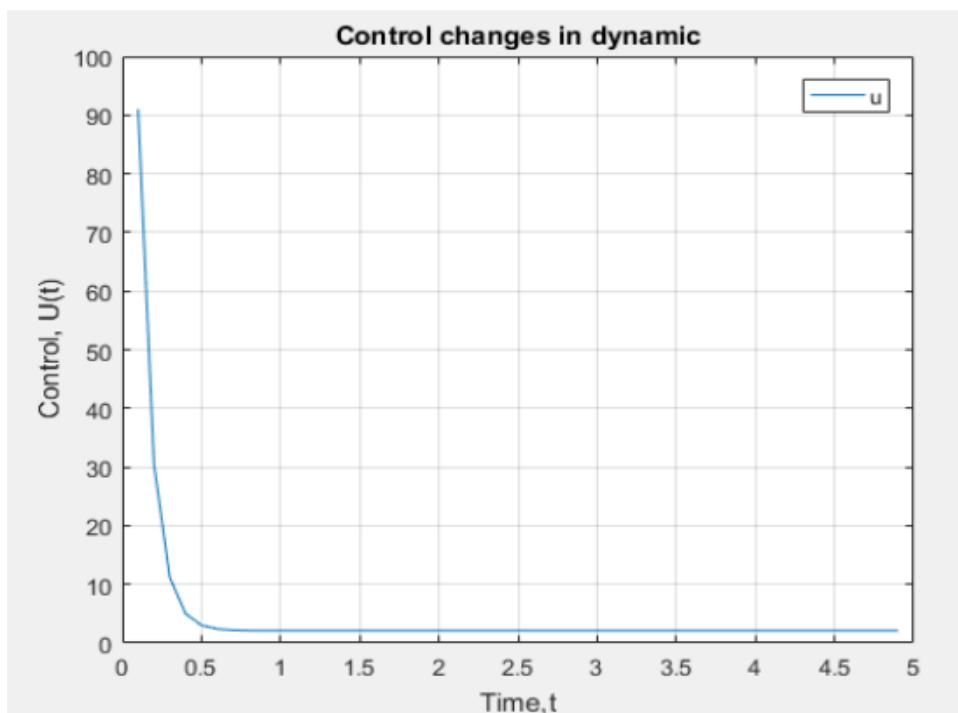


Рисунок 4.7 – Динаміка керуючої змінної з інтегральною складовою в лінійно-квадратичному регуляторі

Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Висновок до розділу

У результаті проведеного дослідження розроблено та математично обґрунтовано оптимальну систему керування з зворотним зв'язком для процесу попереднього очищення дифузійного соку. Запропоновано критерій якості у вигляді квадратичної функції, що забезпечує підтримання заданого рівня параметрів процесу при мінімізації витрат керуючих впливів. Розрахунки оптимального керування виконано з використанням алгоритмів лінійно-квадратичного регулятора з урахуванням інтегральної складової, що дозволяє знизити статичну похибку та підвищити стабільність системи. Моделювання в середовищі MatLab підтвердило ефективність запропонованого підходу, що забезпечує швидке виходження на усталений режим і зменшення впливу зовнішніх збурень. Отже, розроблена система є перспективною для впровадження в автоматизовані технологічні процеси цукрової промисловості.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		49

5 МОДЕРНІЗАЦІЯ АВТОМАТИЗАЦІЙНОЇ СХЕМИ АПАРАТУ ПОПЕРЕДНЬОЇ ОЧИСТКИ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ ШЛЯХОМ ВПРОВАДЖЕННЯ БАГАТОКОНТУРНИХ СИСТЕМ УПРАВЛІННЯ

5.1 Аналіз систем автоматичного керування

Комбінована система автоматичного керування — це комплекс, що інтегрує системи управління та контролю технологічного процесу. Стабільність керованого параметра забезпечується шляхом впливу на нього з урахуванням збурень. У таких системах контролер зазвичай активується одразу після виникнення збурення, ще до зміни контрольованої величини, приймаючи змінений сигнал на свій вхід. Одночасно формується вплив, що залежить від збурення. У комбінованих автоматичних системах управління (КСАР) реалізується синхронне застосування принципів регулювання за відхиленням та за помилкою. Основне керування здійснюється розімкненими контурами, які реагують на головне збурення, тоді як система управління за відхиленням компенсує похибки регулювання. Перевагою комбінованих систем є здатність забезпечувати високу якість як динамічних характеристик, так і точності регулювання. При правильному налаштуванні параметрів замкнених і розімкнених контурів досягається оптимальний перехідний процес із заданими статичними властивостями. Відповідний вибір параметрів комбінованої системи сприяє досягненню інваріантності автоматичних систем.

Збурення в досліджуваній системі представлені витратою соку цукрового буряка та його температурою. Витрата соку визначає час перебування суміші у переддефекаторі, оскільки сік цукрового буряка є основним реагентом у процесі. При дефіциті соку та тривалому збільшенні часу перебування рідини в апараті виникають такі специфічні проблеми:

1. Збільшення осадоутворення в зоні переддефекатора, що може перешкоджати основному потоку;

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		50

2. Висока ймовірність утворення осаду після апарату, що може спричинити засмічення транспортної системи очищення;

3. Зниження температури рідини, що надходить в апарат, що призводить до уповільнення реакції коагуляції і, як наслідок, збільшення загального часу очищення.

З урахуванням цих факторів у розглянутій схемі передбачено систему повторного очищення соку цукрового буряка та інтеграцію ліній додаткових виробництв. У процесі очищення відбувається повернення соків різних стадій очищення, а також вводяться нові виробничі лінії. При нестачі дифузійного соку у апарат попередньої очистки вільний об'єм заповнюється соками першої і другої сатурації, суспензіями після відповідних сатурацій, включно з відфільтрованими частками цих соків.

У комбінованих системах, які поєднують замкнений контур керування із додатковим впливом, застосовується динамічний компенсатор, що вводить імпульсні корекції по збуренню. З цієї причини в більшості випадків для контролю різних процесів використовується типовий електронний потенціометр зі статичною компенсацією, тоді як динамічні компенсатори є оптимальними для дослідження швидких процесів.

Теоретично, кожен контур керування по збуренню повинен містити власний компенсатор. Однак на практиці динамічний компенсатор необхідний переважно для регулювання витрати, яка може швидко змінюватись. Якщо ж якість регулювання не відповідає вимогам або потрібно уникнути перехресних зв'язків між параметрами об'єкта, застосовують пов'язані регулятори, що включають динамічний компенсатор.

При очищенні дифузійного соку важливо забезпечити точне регулювання витрат соку та вапна для підтримання необхідного співвідношення між кількістю вапна та соком цукрового буряка. У зв'язку з цим доцільно включити у контур динамічний компенсатор. Недотримання цього співвідношення через різні причини призводить до зниження виходу цукру.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		51

Каскадна система керування являє собою структуру, в якій первинний контролер не здійснює безпосереднє управління виконавчим механізмом (наприклад, клапаном), а керує другим регулятором, що виступає проміжною ланкою. Основним регулятором виходу є, як правило, вхід зворотного зв'язку другого регулятора. Оскільки первинний контролер не має власного безпосереднього об'єкта управління, він не здатен оперативно вносити корекції за помилкою.

Іншими словами, каскадне керування передбачає послідовне з'єднання кількох контурів керування, де вихід одного регулятора визначає налаштування наступного регулятора.

Для технологічних процесів з часовими затримками (наприклад, регулювання рН на виході апарату) каскадна система дозволяє швидше виявляти відхилення в процесі, що скорочує час реакції на їх усунення. Таким чином, каскадний контур розподіляє вплив затримки і зменшує негативний вплив зовнішніх збурень на процес.

У каскадній системі застосовується декілька датчиків вимірювання, а регулятор приймає на вхід кілька сигналів, що визначає її як багатоконтурну систему керування. Приклад реалізації каскадної автоматизованої системи регулювання, створеної у середовищі Simulink, наведено на рисунку 5.1.

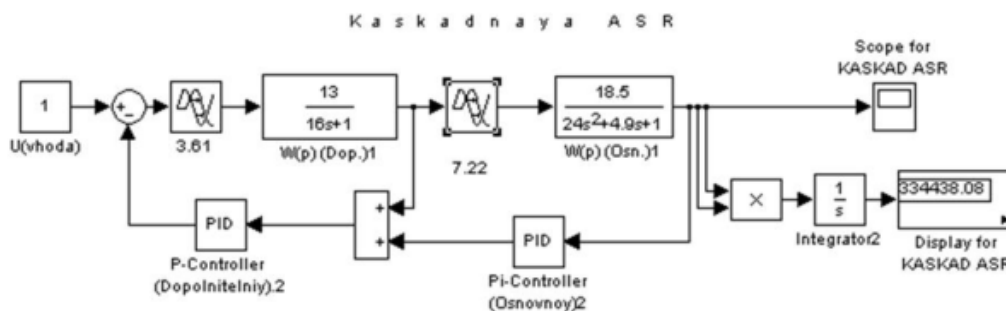


Рисунок 5.1 - Каскадна АСР

5.3 Модернізація САК

Для регулювання лужності соку цукрового буряка в даному дослідженні застосовано каскадну систему керування. В якості головного керованого параметра обрано значення рН суміші на виході апарату, яке коригується шляхом управління витратами вапна та соку цукрового буряка у внутрішньому контурі. Спрощена схема цієї системи наведена на рисунку 5.3.

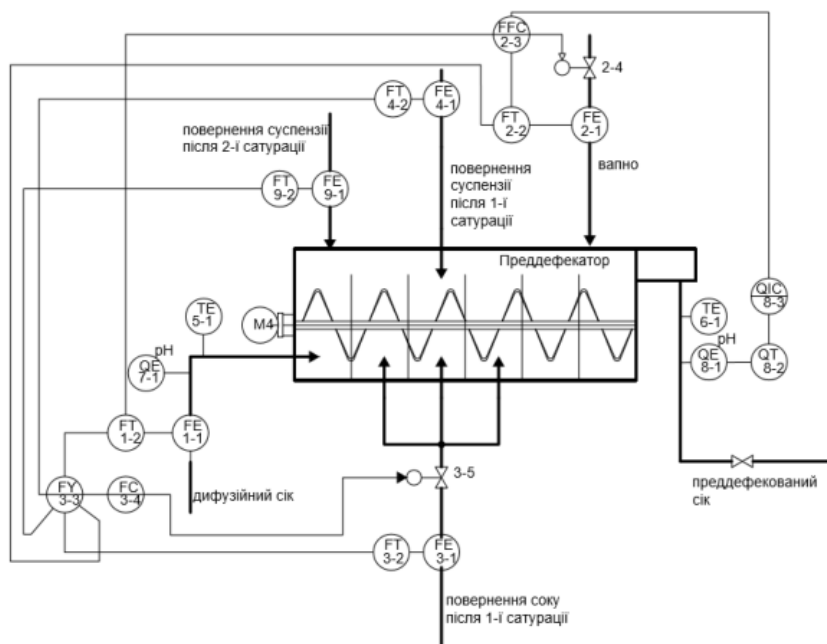


Рисунок 5.3 – Спрощена схема керування витратою вапна із зворотним зв’язком за значенням рН на виході апарату.

Витрата соку F_s є ключовим параметром, що визначає перебіг технологічного процесу. Для корекції значення рН на виході апарату необхідно регулювати співвідношення між витратами соку та вапна. З метою підтримання заданого часу процесу τ запропоновано розподіл сумарної витрати між соками F_s , розчином вапна F_{rv} та потоками повернення F_{pss} [8].

У даній системі витрата вапна визначається регулятором співвідношення на основі витрати соку цукрового буряка. Вихідний параметр рН регулюється каскадною системою, де внутрішній контур здійснює керування співвідношенням витрат соку та вапна, що складається із чутливих елементів

(1-1) і (2-1), відповідних перетворювачів сигналів (1-2) і (2-2), регулятора (2-3) та виконавчого механізму (2-4). Зовнішній контур реалізує регулювання рН із застосуванням датчика (8-1), перетворювача (8-2) та контролера (8-3).

Загальна тривалість процесу визначається сумарним потоком рідин в апараті, що включає сік цукрового буряка (1-2), вапно (2-2), повернення соку першого насичення (3-2), а також суспензії після першого і другого насичення (4-2) та (9-2). Стабілізація сумарного потоку досягається шляхом регулювання витрати соку після першого насичення, що реалізується через суматор (3-3) та регулятор (3-4), який керує виконавчим механізмом (3-5) на відповідній лінії. Керування приводом мішалки апарату виконується автономно.

Функціональна схема автоматизації (ФСА) процесу очистки соку цукрового буряка охоплює технологічну лінію першого рівня очистки. Після завершення першого етапу частина соку спрямовується на подальшу фільтрацію (другий або, у деяких випадках, третій етап очистки), тоді як інша частина рециркулюється в апарат попередньої очистки з метою підвищення якості процесу та корекції часу перебування суміші в апараті.

Перед надходженням соку (28) до апарата попередньої очистки він піддається підігріву в теплообміннику до температури в межах 55–60 °С. Потік дифузійного соку (3-1) регулюється за допомогою затвора (3-3), розташованого перед нагрівачем. Витрата теплоносія (2-1) коригується регулятором (1-3) відповідно до температури соку на вході до апарата попередньої очистки (1-1). У переддефекатор разом із вапном (29) подається нефільтрований сік після першого насичення (32), що дозволяє контролювати об'єм апарата, час перебування суміші та покращує якість процесу. Витрата вапна (4-1) залежить від витрати соку цукрового буряка (3-1) та корекції рН (5-1) і управляється електропневматичним позиціонером (5-4). Рециркуляція нефільтрованого соку першого насичення (7-1) регулюється технологом (7-3), але при автоматичному режимі її обсяг визначається кількістю дифузійного соку та розрахунковою витратою розчину вапна для досягнення заданого рівня рН.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		55

Процес продувки виконується періодично для видалення частини рідини з осадом, що утворюється внаслідок реакції, з метою запобігання забрудненню обладнання та забезпечення безперервної роботи системи. Клапан (6-3) відкривається кожні 15 хвилин на індивідуально встановлений оператором час. Для контролю процесу продувки застосовується сигналізатор кінцевих позицій (8-1), а також ведеться моніторинг температури осаду (6-1).

Після завершення попередньої очистки вимірюється температура результуючої суміші (9-1), а рівень у апараті контролюється (10-1) шляхом регулювання витрати соку після попередньої очистки (10-2). Суміш (31) подається до нагрівача, де температура (11-1) підтримується за допомогою регулювання потоку (12-1).

Пристрій гарячої очистки є конструктивно подібним до попереднього, за винятком робочої температури: якщо в холодному апараті вона становить близько 55 °С, то в гарячому підтримується вище 80 °С. Після гарячого апарата суміш спрямовується до першого пристрою насичення, що забезпечує насичення газом. Контроль вмісту діоксиду вуглецю здійснюється на датчику (13-1), а тиск газу регулюється (14-1) при подачі до сатураторів (13-3, 15-1). Після сатураторів проводиться вимірювання лужності (17-1), після чого сік надходить до колектора. Частина соку, що не проходить контроль рН, за допомогою насоса (М5) за потреби повертається до апарата попередньої очистки. Після колектора сік спрямовується на подальші стадії очистки.

Висновки до розділу

У цьому розділі проаналізовано застосування багатоконтурних систем управління для регулювання параметрів рН та часу перебування соку в процесі очистки. ПІД-контролер, інтегрований у каскадну систему, визнаний оптимальним засобом регулювання рН через його високу ефективність у мінімізації похибок керування, що є ключовим фактором для забезпечення

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		56

заданих вимог процесу. Розроблена схема управління забезпечує ефективний вплив на рівень рН соку, який є основним показником якості процесу очистки.

Внутрішній контур каскадної системи відповідає за регулювання співвідношення витрат соку цукрового буряка та вапна, тоді як зовнішній контур здійснює корекцію рН результуючої суміші шляхом регулювання коефіцієнта цього співвідношення.

У комбінованих системах для контролю співвідношень потоків соку цукрового буряка та вапна на вхід регулятора подається коригуючий сигнал, сформований на основі показників рН соку, який проходить через динамічний компенсатор.

В каскадній системі внутрішній контур, що управляє часом проходження реакції в апараті, здійснює регулювання потоків повернених соків, у той час як зовнішній контур контролює сумарну витрату всіх надходячих потоків.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		57

ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ

У результаті проведеного дослідження розроблено ефективну систему керування технологічним процесом виробництва цукру, що забезпечує оптимізацію основних параметрів виробництва, зокрема регулювання рН та часу перебування соку на різних етапах очистки. Запропонований підхід базується на впровадженні багатоконтурних автоматичних систем керування з використанням каскадної структури та ПІД-регуляторів, що дозволяє підвищити точність і стабільність процесу.

Впровадження системи з урахуванням динамічних компенсаторів та комбінованих методів керування забезпечує своєчасне реагування на змінні виробничі умови і збурення, що виникають у технологічній лінії. Це сприяє підвищенню якості кінцевої продукції та зменшенню енергетичних і матеріальних витрат.

Розроблена структура системи керування дає змогу підтримувати задані параметри процесу, зокрема лужність соку та оптимальний час проходження технологічних реакцій, що є критичними факторами для ефективності очистки та подальшої переробки сировини.

Отже, запропонована система керування є надійним інструментом для автоматизації виробництва цукру, що дозволяє підвищити продуктивність, покращити якість продукту та забезпечити стабільність технологічного процесу у реальних виробничих умовах.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		58

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ НА ДЖЕРЕЛА

1. С.А. Ляшенко, А.С. Ляшенко, І.С. Беляєва. Побудова лінеаризованих математичних моделей обладнання для очистки соку цукрового виробництва [Текст] // Автоматизовані системи керування та прилади автоматики: Всеукраїнський міжвідомчий науково-технічний збірник. — Харків, 2012. — 104 с. Бібліогр. — С. 94–101. — ISSN 0135-1710.

2. Дослідження методів визначення оптимальних величин рН і лужності соку преддефекації / Л.П. Рева, Г.О. Сімахіна, Н.М. Пушанко, В.Ю. Яковенко // Цукор України. — 1996. — №4. — С. 20–22.

3. Остапенко Ю.О., Ідентифікація та моделювання технологічних об'єктів керування: Підручник для студентів вищих закладів освіти, що навчаються за напрямом «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології». — К.: Задруга, 1999. — 424 с.

4. Лукінюк М.В., Автоматизація типових технологічних процесів: технологічні об'єкти керування та схеми автоматизації: навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп'ютерно-інтегр. технології» — К.: НТУУ «КПІ», 2008. — 236 с.

5. Дітковський І. П., Козаневич З. Я. Процес попереднього очищення дифузійного соку у виробництві цукру як технологічний об'єкт керування [Текст] / І.П. Дітковський, З. Я. Козаневич // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: Тези доповідей Десятої науково-практичної конференції студентів; Київ, «КПІ ім. І.Сікорського», 8-9 грудня 2016 р. — К.: КПІ ім. І.Сікорського, Вид-во «Політехніка», 2016. — 92 с.: іл. — Бібліогр.: в кінці тез, с. 28 – 29.

6. М.М. Дранчук Проектування систем автоматизації технологічних процесів в нафтовій та газовій промисловості. Навчальний посібник, — Івано-Франківськ: Факел, 2005 — с.448.

7. Семенцов Г.Н. Автоматичне управління: Навчальний посібник / Г.Н.

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		59

Семенцов, Я.Р. Когуч, М.М. Дранчук і інші. – Івано-Франківськ: Факел, 2003.

8. Семенцов Г. Н. Теорія автоматичного керування. /Г. Н. Семенцов Івано-Франківськ; //Факел, 1999 – 610 с.

9. Song, Yang (2014) Intelligent PID controller based on fuzzy logic control and neural network technology for indoor environment quality improvement. PhDthesis, University of Nottingham. Режим доступу: http://eprints.nottingham.ac.uk/14300/1/Yang_PhD_Thesis.pdf

10. Український клуб аграрного бізнесу [Електронний ресурс]Режим доступу: http://ucab.ua/ua/pres_sluzhba/novosti/v_ukraini_stalo_menshe_agrokholdin_giv

					БР.АКП - 51.00.00.000 ПЗ	Арк.
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		60