

**НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ**  
**«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ**  
**ІМЕНІ ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»**  
**Інженерно-хімічний факультет**  
(повна назва інституту/факультету)

**Кафедра автоматизації хімічних виробництв**  
(повна назва кафедри)

«На правах рукопису»  
 УДК \_\_\_\_\_

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри  
 \_\_\_\_\_ А.І.Жученко  
(підпис) (ініціали, прізвище)

“ \_\_\_\_\_ ” \_\_\_\_\_ 20\_\_ р.

## Магістерська дисертація

на здобуття ступеня магістра

зі спеціальності **151 – Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології**  
(код і назва)

на тему: Синтез системи керування процесу попередньої очистки дифузійного соку у виробництві цукру

Виконав: студент VI курсу, групи ЛА-71мп  
(шифр групи)

Дітковський Ілля Павлович  
(прізвище, ім'я, по батькові) (підпис)

Керівник к.т.н., доцент Осіпа Р.А.  
(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали) (підпис)

Консультант \_\_\_\_\_  
(назва розділу) (науковий ступінь, вчене звання, прізвище, ініціали) (підпис)

Рецензент \_\_\_\_\_  
(посада, науковий ступінь, вчене звання, науковий ступінь, прізвище та ініціали) (підпис)

Засвідчую, що у цій магістерській дисертації  
 немає запозичень з праць інших авторів без  
 відповідних посилань.

Студент \_\_\_\_\_  
(підпис)

Київ – 2018 року  
**Національний технічний університет України**  
**«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»**

**Інженерно-хімічний факультет**

(повна назва)

**Кафедра автоматизації хімічних виробництв**

(повна назва)

Рівень вищої освіти – другий (магістерський) за освітньо-професійною програмою

Спеціальність 151- Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

(код і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

\_\_\_\_\_ А.І.Жученко  
 (підпис) (ініціали, прізвище)

« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20\_\_ р.

**ЗАВДАННЯ**

**на магістерську дисертацію студенту**

Дітковському Іллі Павловичу

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема дисертації «Синтез системи керування процесу попередньої очистки дифузійного соку у процесі виробництва цукру»

науковий керівник дисертації к.т.н., доцент Осіпа Р.А.  
 (прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом по університету від « \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20\_\_ р. № \_\_\_\_\_

2. Термін подання студентом дисертації 10 грудня 2018 року

3. Об'єкт дослідження Процес попередньої очистки дифузійного соку у процесі виробництва цукру

4. Вихідні дані Витрата дифузійного соку на вході у апарат попередньої очистки – 70кг/с, соку повернення – 15кг/с, Температури соку на вході у апарат попередньої очистки – 328К, Початкова концентрація кислот у дифузійному соку – 1,88%

---

5. Перелік завдань, які потрібно розробити Математична модель апарату попередньої очистки дифузійного соку, налаштування системи керування двома способами, синтез системи керування. Дослідження можливості використання багатоконтурних систем для даного процесу. Розрахувати оптимальне керування для даного процесу.

---

6. Орієнтовний перелік графічного ( ілюстративного )матеріалу Візуальні результати досліджень математичної моделі процесу попередньої очистки дифузійного соку, зображення вікон використаних програм, слайди PowerPoint для представлення магістерської дисертації.

---

7. Орієнтовний перелік публікацій

- **Дітковський І. П., Козаневич З. Я.** Процесс 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, «КП ім..І.Сікорського», 8-9 грудня 2016 р. – К.: КП ім.. І. Сікорського, Вид-во «Політехніка», 2016. – 92 с.: іл. – Бібліогр.: в кінці тез, с. 28 – 29.
- **Дітковський І. П., Козаневич З. Я.** Регулювання процесу попереднього очищення дифузійного соку у виробництві цукру [Текст] (АКІТ-2017): матеріали Четвертої Мінародної науково-практичної конференції молодих учених, аспірантів і студентів (19-20 квітня 2017р., м.Київ) / І.П.Дітковський, З. Я. Козаневич // - К.:НТУУ «КП», 2017р. – 204 с. : іл.. – Бібліогр.: в кінці тез. – 60 пр.

## 8. Консультанти розділів дисертації\*

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

9. Дата видачі завдання 18 жовтня 2018 року

## Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання магістерської дисертації	Термін виконання етапів магістерської дисертації	Примітка
1.	Аналіз процесу попередньої очистки дифузійного соку у виробництві цукру	15.09.2018	
2.	Опис процесу попередньої очистки дифузійного соку	30.09.2018	
3.	Математичне моделювання апарату попередньої очистки дифузійного соку	16.10.2018	
4.	Налаштування системи керування процесом двома способами	30.10.2018	
5.	Синтез системи керування процесом попередньої очистки дифузійного соку	07.11.2018	
6.	Розрахунок оптимального керування зі зворотнім зв'язком	20.11.2018	
7.	Розробка стартап-проекту	01.12.2018	
8.	Оформлення матеріалів до захисту магістерської дисертації	10.12.2018	

Студент

\_\_\_\_\_

(підпис)

Дітковський І.П.

(ініціали, прізвище)

Науковий керівник дисертації

\_\_\_\_\_

(підпис)

Осіпа Р.А.

(ініціали, прізвище)

\* Консультантом не може бути зазначено наукового керівника магістерської дисертації.

## Реферат

Магістерська дисертація присвячена темі синтезу системи керування процесу попередньої очистки дифузійного соку у виробництві цукру.

У даній роботі виконано аналіз технологічної схеми процесу попередньої очистки дифузійного соку, як технологічного об'єкту керування, досліджено роботу апарату попередньої очистки, запропоновано використання багатоконтурних систем, досліджено оптимальне керування процесом попередньої очистки дифузійного соку. Представлено функціональну схему автоматизації для цього процесу та принципово-електричну схему дистанційного керування, аварійного захисту і технологічних блокувань.

В роботі розглянуто особливості роботи переддефекатора, як об'єкта керування. Для цього ж апарату розроблені математичні моделі статичного та динамічного режимів роботи. За допомогою цих моделей виконані розрахунки статичних характеристик по каналам збурення і керування.

Основні результати роботи можуть бути використані для попередньої оцінки параметрів налаштування реальних систем керування, а також в учбовому процесі.

Ключові слова: дифузійний сік, переддефекація, попередня очистка, переддефекатор, контур керування, схема автоматизації, математична модель, статична характеристика, канал збурення, канал керування, динамічна характеристика, оптимальне керування, специфікація обладнання.

### **Abstract**

The master's dissertation is devoted to the synthesis of the control system of the process of preliminary purification of diffusion juice in sugar production.

In this work an analysis of the technological scheme of the process of preliminary purification of diffusion juice as a technological control object was performed, the work of the apparatus of preliminary purification was investigated, the use of multi-circuit systems was proposed, optimal control of the process of preliminary purification of diffusion juice was investigated. The functional scheme of automation for this process and the principle-electric scheme of remote control, emergency protection and technological units are presented.

The work considers the features of the predefecter as a control object. For this device, mathematical models of static and dynamic operating modes have been developed. Using these models, calculations of static characteristics over the perturbation and control channels are performed.

The main results of the work can be used to pre-evaluate the settings of the actual control systems, as well as in the learning process.

Key words: diffusion juice, predefining, preliminary purification, predefecture, control loop, automation circuit, mathematical model, static characteristic, perturbation channel, control channel, dynamic characteristic, optimal control, equipment specification.

### Перелік скорочень та умовних позначень

$t$  – температура

$F$  – витрата

$C$  – теплоємність

$Q$  – кількість тепла

$q$  – енергія теплоутворення

$R$  – універсальна газова стала

$E$  – енергія реакції

$K_p$  – коефіцієнт передачі

$V$  – робочий об'єм преддефектатору

$\rho$  – густина

ОК - об'єкт керування

ПЗ – програмне забезпечення

ТЗА – технічні засоби автоматизації

ФСА – функціональна схема автоматизації

ДСН - державні санітарні норми

ГДК - гранично допустима концентрація

ГДК<sub>рз</sub> - гранично допустима концентрація в робочій зоні

ЗІЗ - засоби індивідуального захисту

## ЗМІСТ

Вступ.....	10
1. ТЕХНОЛОГІЧНИЙ ПРОЦЕС ПОПЕРЕДНЬОЇ ОЧИСТКИ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ, ЯК ОБ'ЄКТ АВТОМАТИЗАЦІЇ.....	11
1.1. Основні параметри процесу очистки дифузійного соку та його технологічний процес .....	12
1.2. Аналіз існуючих і впроваджених систем автоматизації процесу попереднього очистки соку цукрового буряка .....	13
1.3. Вимоги рівня системи автоматизації та її функціонування.....	14
1.4. Інформація про даний технологічний процес .....	15
2. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ПОПЕРЕДНЬОЇ ОЧИСТКИ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ. ....	17
2.1 Моделювання статичного режиму преддефектору.....	17
2.2 Моделювання динамічного режиму апарату попередньої очистки дифузійного соку.....	25
2.3 Налаштування системи управління за методом Ціглера-Нікельса...31	
2.4 Налаштування системи керування з використанням методу перехідного режиму .....	34
2.5 Синтез системи керування.....	40
3. АНАЛІЗ БАГАТОКОНТУРНИХ СИСТЕМ РЕГУЛЮВАННЯ ПРИ АВТОМАТИЗАЦІЇ ПРОЦЕСУ ПОПЕРЕДНЬОГО ОЧИЩЕННЯ СОКУ ЦУКРОВОГО БУРЯКА У ВИРОБНИЦТВІ ЦУКРУ .....	44
3.1 Комбіновані автоматичні системи керування.....	45
3.2 Системи з каскадним регулюванням .....	46
3.3 Керування рН ПІД-регулятором .....	47
3.4 Модернізація схеми автоматизації апарату попередньої очистки дифузійного соку за допомогою багатоконтурних систем .....	48
3.5 Опис схеми автоматизації .....	49



4. ОПТИМАЛЬНЕ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ. РОЗРАХУНОК ОПТИМАЛЬНОГО КЕРУВАННЯ ЗІ ЗВОРОТНІМ ЗВ'ЯЗКОМ.....	51
4.1 Вибір необхідного критерію якості.....	51
4.2 Виведення умов оптимальності.....	51
4.3 Розрахування оптимального програмного управління .....	52
4.4 Проектування лінійно-квадратичного оптимального регулятора.....	53
4.5 Створення оптимального лінійно квадратичного регулятора з інтегральною складовою.....	55
4.6 Управління при обмеженні на керування з мінімальним часом.....	59
5. СТАРТАП-ПРОЕКТ.....	63
5.1 Опис ідеї стартап-проекту.....	63
5.2 Визначення характеристик проекту.....	65
5.3 Аудит динаміки та основних тенденцій ринку виробництва цукру....	66
5.4 Характеристика потенційних клієнтів.....	70
5.5 Фактори загроз.....	72
5.6 Фактори можливостей.....	72
5.7 Ступеневий аналіз конкуренції на ринку.....	73
5.8 Обґрунтування факторів конкурентоспроможності.....	74
5.9 Порівняльний аналіз сильних та слабких сторін стартапу.....	75
5.10 SWOT – аналіз стартап-проекту.....	76
5.11 Вибір цільових груп потенційних споживачів.....	76
5.12 Визначення базової стратегії розвитку.....	78
5.13 Визначення базової стратегії конкурентної поведінки.....	79
5.14 Визначення стратегії позиціонування.....	79
Висновки.....	80
Список літератури.....	81
Додатки.....	83

## ВСТУП

Тема даної магістерської дисертації "Синтез системи керування процесу попередньої очистки дифузійного соку у виробництві цукру".

Цукор є одним з найважливіших ресурсів для повсякденного життя майже кожної людини. Технологій виготовлення цукру по всьому світу велика кількість, і кожна технологія по своєму різна – як принциповою технологією виробництва, так і сировиною, що використовується у виготовленні. Представлена технологія виробництва цукру є досить широко поширеною у країнах Європи та Західної Азії. Обробка дифузійного соку, в якому міститься цукор, що необхідно вилучити – є довгим та важким процесом, через те, що сік важко обробити з високою точністю, причиною чого є різні сорти та якість цукрового буряку. Тому необхідно детально аналізувати всю обробку від миття та дезінфекції цукрових буряків до випаровування обробленої суміші. Універсальність, потужність автоматизованих виробничих ланцюжків має найвищий пріоритет для кожної компанії. Це важливо в першу чергу для розвитку технологій у даній області та вивчення і створення нових методів та видів автоматизації.

Новизною цього проекту є створення високоточної математичної моделі важливого для процесу апарата, знаходження оптимальних параметрів процесу на основі цієї математичної моделі. З цією метою в проекті було досліджено різні види багатоконтурних систем керування, проведено теоретичний аналіз сумісності з необхідними показниками якості, проведено математичне моделювання як матеріального балансу, так і теплового.

## **1. ТЕХНОЛОГІЧНИЙ ПРОЦЕС ПОПЕРЕДНЬОЇ ОЧИСТКИ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ, ЯК ОБ'ЄКТ АВТОМАТИЗАЦІЇ**

### **1.1. Основні параметри процесу очистки дифузійного соку та його технологічний процес**

Технології виробництва цукру є досить різні, але в основному кожна складається з наступних технологічних процесів: приготування подрібнених цукрових буряків, очищення соку, який утворився, його відстаювання та сушіння. Попередня обробка отриманого соку необхідна для її очистки від несахаридів, кислот та колоїдних речовин.

Дана існуюча технологія очищення дифузійного соку від кислот полягає в наступному: очищення (попереднє і основне), дві операції насичення, фільтрування, сульфитування.

При чищенні сік обробляється розчином вапна. Якщо подати необхідної речовини у кількості 2 ... 3% від витрати соку, на осад йде желатинова субстанція, яку складно вилучити на стадії фільтрації через швидке забруднення фільтрів. Ось чому очищення призводять у декілька етапів. Метою попередньої очистки є максимізація видалення колоїдних дисперсних речовин та високомолекулярних сполук шляхом виведення осаду, структура якого буде достатньо потужною для знищення ефекту іонів кальцію при високій лужності та температурі на основному етапі очищення. Попереднє очищення здійснюється в апараті неперервної дії – передефекаторі.

Передефекатор – це частіше горизонтальний пристрій, що виглядає як лежача цистерна у вигляді паралелепіпеду з відділеннями для порцій соку. Отриманий у процесі варки буряку сік протікає через відсіки з різними подачами витрат та розчину вапна. Шнек змішувача крутиться зі швидкістю 50 ... 90 об /

хв. Тривалість попереднього очищення в залежності від ситуації становить приблизно 4 ... 6 хвилин.

Нагрітий сік додається у переддефектатор, а на виході – сік з коагульованими домішками. Постачання розчину вапна у кожен відсік окремо дає змогу рівномірно розподілити увесь об'єм необхідної речовини. У переддефектатор може повертатись 25 ... 100% соку після 1-ї сатурації і 5 ... 20% суспензії 1-го і 2-го насичення. Видалення осаджених і зкоагульованих кислот проводиться по необхідності. Оптимальна щільність соку та прозорість розчину при очистці спостерігаються при  $\text{pH} = 11,0$ . [2]

Попередня очистка при безперервній подачі вапна дає змогу досягти поступового збільшення  $\text{pH}$ , тоді як умови коагулювання настають не тільки при  $\text{pH} = 11$ , але також і інших значеннях, що дозволяє значно скоротити час фільтрації соку.

Додавання суспензії соку першого насичення до апарату попередньої очистки дає змогу отримання соку з меншою кількістю непотрібних речовин, що спрощує фільтрацію, так як частки коагулянту іонів  $\text{Ca}^{2+}$ , осаджених у апараті, можуть зв'язуватись частками соку повернення  $\text{CaCO}_3$ , у більш жорсткі агрегати. В цьому випадку виникають осадження та хімічні реакції коагуляції.

Випад осаду в апараті триває постійно при лужності соку в діапазоні  $9,5 < \text{pH} < 11,5$  у поєднанні з одиницями макромолекулярних сполучень, проте вони випадають в осад у повній мірі тільки після насичення як результат адсорбції аніонів карбонатом кальцію та випадання  $\text{Ca}^{2+}$  у виді  $\text{CaCO}_3$ . Існують в тому числі реакції осадження високо полімерних сполук.

Так як попередня очистка загалом є початком процесу очистки, то за регульовану величину приймається  $\text{pH}$  соку, з керуючим впливом витрати вапна. Регулюється також співвідношення витрати соку та вапна. Загалом в такому випадку доцільно використовувати систему каскадного керування – внутрішній

ланцюг є схемою управління співвідношенням, а зовнішній ланцюг— є схемою керування рН.

## **1.2. Аналіз існуючих і впроваджених систем автоматизації процесу попереднього очищення соку цукрового буряка**

Процес попереднього очищення здійснюється в безперервному попередньому дефекаторі Брігеля-Мюллера з введенням у відсіки з найменшою концентрацією суспензії першого насичення соку. При невідомій величині в'язкості суспензії соку першого насичення, зазвичай додається в першу половину апарату. Подача суспензії відбувається задля повільного збільшення лужності. При недосяганні рівня  $pH = 8,5$ , то подача суспензії відбуватиметься по всій першій половині апарату. [3]

В залежності від необхідності, суспензія соку першого насичення додається або в автоматичному режимі, або таку кількість, яку задає технолог. Сумарна кількість твердих речовин у розчині, що входить у апарат, обчислюється по змішанному ідентифікатору і повинно знаходитися в діапазоні 0,7-1,1% вапна. Витрата вапна у апарат повинно зазвичай пропорційно витраті соку, з одною умовою – коефіцієнту, який визначається практично, залежить від якості початкової сировини, визначеної у лабораторії. Прочистка апарату від осаду здійснюються періодично – осад, з деякою кількістю соку з апарату, відправляється в буфер прочисток.

Прийнята як типова модель очищення з повторним проходженням невідфільтрованого соку першого насичення або суспензії першого і другого насичення, гарантує стабільну роботу підприємств і виробництва цукру. Проте, коли сировина надходить не високої якості, спостерігається

складність в процесі очистки соку, зменшується корисна робота очищення, збільшується кількість відходів, зменшується загальна якість цукру і знижується його кількість.

Ефект очищення на етапі попередньої очистки може зменшитись при проведенні основної стадії очистки через часткову пептизацію білково-пектинового комплексу. Експерименти по ефективності суміщення процесів для найбільш вдалого результату(більший вихід цукру та його якості) продовжуються.

Випад осаду дуже помітний при обробці неякісної сировини. Вихід готової продукції на декілька десятків відсотків вищий по відношенню до кількості сировини, при обробці свіжого буряку.

### **1.3. Вимоги рівня системи автоматизації та її функціонування**

В даній АСУ ТП попереднього очищення соку цукрового буряка використовується інтегрована система моніторингу технологічного процесу. Передбачено аналіз і рішення великої кількості потенціальних відхилень як цього процесу, так і всіх інших процесів очищення і фільтрації соку на всіх етапах.

Необхідні такі можливості АСУ ТП:

- Критерії, по яким можна судити якість та ефективність проходження процесу;
- мінімальні похибки вимірювання параметрів процесу та їх регулювання;
- протікання технологічного процесу без безпосередньої участі оператора;
- оптимальне керування процесом за встановленим алгоритмом;
- модульність систем керування.

Дана АСУ ТП створена і настроєна для оптимізації цього процесу. Запуск та налаштування інтегрованих СА включають в себе необхідну методичну літературу щодо використання інструментів автоматизації виробництва,

профілактики, технічного огляду та обслуговування автоматичних контрольних станцій та ін. [5]

Комплексне ПЗ призначене для автоматичного керування механізмами та розподілом параметрів ТП АСУ.

#### 1.4. Інформація про даний технологічний процес

Рис. 1-1 відображає дану технологічну схему попереднього очищувача, на якій вказано місця установки приладів вимірювання, що визначають основні контрольовані параметри.

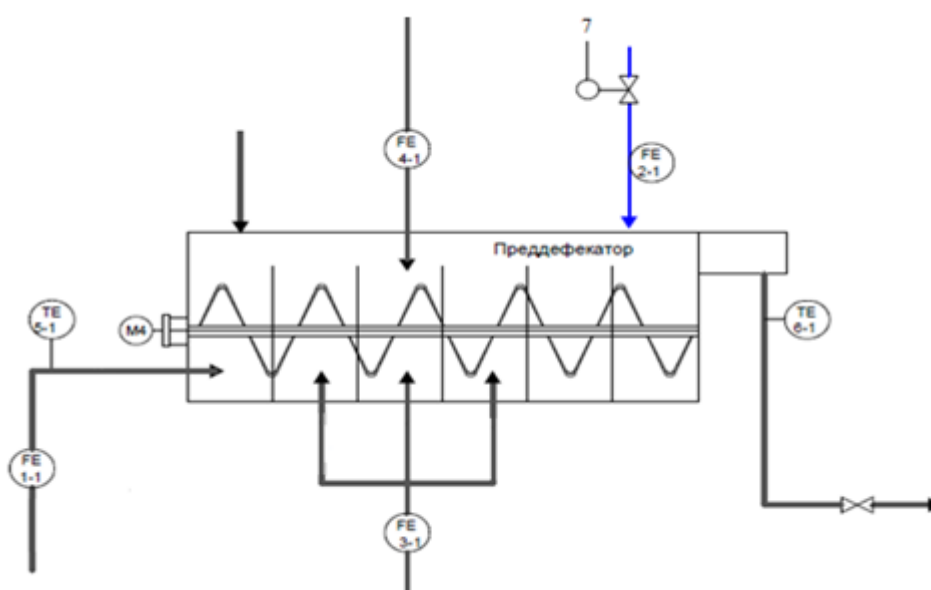


Рис.1-1 Схема переддефекатора з приладами вимірювання і ВМ

Аналогова інформація, яка характеризує процес, включає:

- Витрата соку цукрового буряка, витрата суспензії соку першого та другого насичення, витрата вапна, температури розчинів на ключових місцях;
- Керування клапаном 7 в залежності від розмірів витрат соку і вапна та їх відношення.

Деякі клапани можуть бути лише у двох станах – або відкриті, або закриті; а також стан двигунів – в роботі або в спокої; Ця інформація належить до дискретної інформації.

Вказана у цьому пункті загальна інформація про вимірювання параметрів

дає можливість дати оцінку про стан тільки вказаного апарату. Аварійна зупинка в апараті може відбутись лише у одного двигуна, і в тому випадку, коли в апараті залишилась велика кількість осаду, або якщо не вдалось почати процес виведення осаду вчасно.

Управління процесом, як правило, здійснюється автоматично, але на локальних місцях є аварійні щитки, які можуть використовуватись для контролю або зупинки процесу у разі надзвичайних подій, тощо.

Технолог-оператор, в залежності від процесу, що контролюється, отримує різноманітну інформацію: витрати на трубопроводах; прогнози про тривалість тієї чи іншої операції; кількість речовини та ін. Інформація про весь процес очищення надходить і надсилається на центральний сервер, де оператор контролює роботу всіх процесів.

### **Висновок**

Виконавши аналіз наявного технологічного процесу, очевидно, що для покращення якості вихідної речовини після переддефектору – в тому числі, збільшення кількості осаду та зменшення кількості разів повернення на початкову стадію очистки, оптимальним рішенням буде встановлення рН-метру переддефекованого соку. Для цієї цілі необхідно застосовувати каскадну систему управління, що буде розраховувати витрату вапна в залежності до соку цукрового буряка, з корекцією по якості буряка по лабораторним аналізам та вираховує сумарне значення витрат для встановленого рівня рН переддефекованого соку. Впровадження такої системи не тільки покращить якість процесу, а й збільшить вихід цукру вже після першого продукту.



## 2. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ПОПЕРЕДНЬОЇ ОЧИСТКИ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ

### 2.1. Моделювання статичного режиму роботи переддефектатору

Змоделюємо роботу апарату попередньої очистки дифузійного соку. Цей апарат буде об'єктом керування. Управління процесами, які відбуваються у даному апараті, буде здійснюватись шляхом утримання керованих величин на заданому оператором-технологом рівні.

Переддефектатор – апарат для змішування соку з вапняним розчином, результатом чого являється осадження та коагуляція небажаних речовин.

Даний апарат – горизонтальний перед дефектатор Брігель-Мюллера, в якому сік очищається від сторонніх речовин і відходів. На вхід подають дифузійний сік, вапно і повернення соків насичення.

Схема попереднього очищення з вказанням усіх технологічних параметрів процесу, показано на рисунку 2.1.

На даній схемі наявні такі *технологічні параметри*:

$F_S, F_{RV}, F_{PSS}, F_{PS}, F_O$  – витрата соку цукрового буряка, вапна, повернення соку насичення, результуючої суміші, та осаду відповідно;

$t_S, t_{RV}, t_{PSS}, t_{PS}, t_O, C_S, C_{RV}, C_{PSS}, C_{PS}, C_O$  – температура та теплоємність сумішей, які подаються у апарат;



Рис.2.1 – Параметрична схема апарату попередньої очистки дифузійного соку

При моделюванні динаміки та статички апарату очистки дифузійного соку допускаємо, що:

1. Параметри об'єкту розподілені лінійно;

2. Припускаємо, що питомі теплоємності - сталі;
3. Речовини, які випадають у осад розподіляються по усій довжині перед дефекатору лінійно;
4. Температура у апараті розподіляється лінійно;
5. Осадження кислот – це реакція, яка має перший порядок. [4]

Величини параметрів, що приймають участь у реакції в данному апараті при моделюванні статистики, вказані у таблиці 2.1

Таблиця 2.1

Величини параметрів статичного режиму для апарату попередньої очистки дифузійного соку

Назва параметру	Означення	Числова величина	Розмірність
Температура соку цукрового буряку на вході	$t_s$	328	град.К
Температура суміші на виході	$t_{ps}$	335	град.К
Температура вапна	$t_{rv}$	328	град.К
Температура соку повернення після насичення на вході	$t_{pss}$	328	град.К
Температура речовини з осадом на виході	$t_o$	335	град.К
Витрата соку цукрового буряка на вході	$F_s$	70	кг/с
Витрата вапна	$F_{rv}$	2,1	кг/с

Витрата соку повернення після насичення на вході	$F_{PSS}$	15	кг/с
Витрата речовини з осадом	$F_O$	0,4	кг/с
Витрата суміші на виході	$F_{PS}$	86,8	кг/с
Теплоємність соку цукрового буряку	$C_S$	3966	Дж/(кг*К)
Теплоємність вапна	$C_{RV}$	3920	Дж/(кг*К)
Теплоємність соку повернення після насичення	$C_{PSS}$	3990	Дж/(кг*К)
Теплоємність речовини з осадом	$C_O$	3723	Дж/(кг*К)
Теплоємність суміші на виході	$C_{PS}$	3975	Дж/(кг*К)
Густина соку цукрового буряку	$\rho_S$	1070	кг/м <sup>3</sup>
Об'єм речовини в апараті	$V_a$	170	м <sup>3</sup>
рН в апараті	рН	11	рН
Концентрація кислот на вході	$X_1$	1.88	%
Концентрація кислот на виході	$X_2$	1.28	%
Концентрація розчину вапна на вході	$X_{v1}$	85	%
Концентрація розчину вапна на виході	$X_{v2}$	75	%

Нижче наведено розрахункову схему апарату попередньої очистки дифузійного соку, з вказанням концентрацій кислот показано на малюнку 2.1.2:

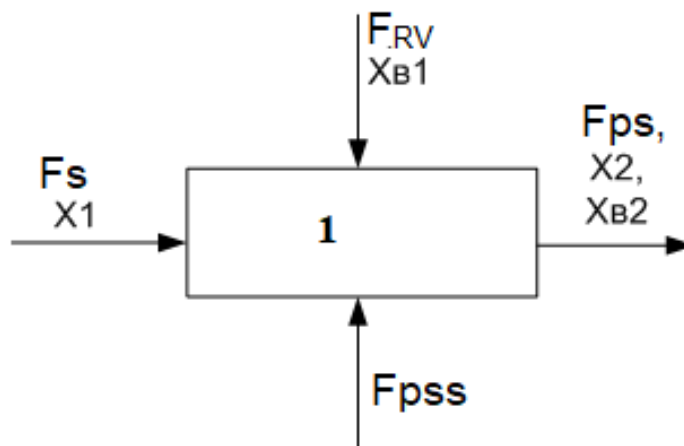


Рис.2.1.2 – Розрахункова схема апарату попередньої очистки дифузійного соку

На малюнку 2.1.2 позначимо:

1 – апарат попередньої очистки соку цукрового буряка;

$F_s$  – витрата соку цукрового буряка при вході в апарат попередньої очистки дифузійного соку;

$X_1$  – концентрація при вході у апарат кислоти, що необхідно усунути;

$F_{RV}$  – витрата вапна при вході в апарат попередньої очистки дифузійного соку;

$X_{v1}$  – концентрація вапна при вході в апарат попередньої очистки дифузійного соку;

$F_{PSS}$  – витрата повернень соків сатурації;

$F_{PS}$  – витрата результуючої суміші;

$X_2$  – концентрація кислот при виході;

$X_{v2}$  – концентрації розчину вапна при виході з апарату попередньої очистки дифузійного соку.

Складаємо баланс по кислотному балансу:

$F_s \cdot X_s$  – величина кислот, що прибула у апарат попередньої очистки дифузійного соку;

$(F_s(1 - n) + F_{ps}) \cdot X_1$  – кількість кислоти, що вийшла з апарату попередньої очистки дифузійного соку;

$K_1(F_{RV} \cdot X_{v1} - (F_S(1-n) + F_{PS}) \cdot X_{v2})$  – кількість кислоти, що пройшла реакцію, виражена через кількість прореагованого вапна;

$V_a \cdot \rho_s \cdot \frac{d(\frac{X_1 + X_2}{2})}{dt}$  – кількість кислоти, що знаходиться в апараті попередньої очистки дифузійного соку, врахувавши лінійний розподіл концентрації кислоти на всю довжину апарату попередньої очистки дифузійного соку.

Матеріальний баланс апарату попередньої очистки дифузійного соку за загальними витратами речовин:

$$F_S + F_{PSS} + F_{RV} = F_{PS} + F_O \quad (2.1.1)$$

по зважених частках:

$$F_S \cdot X_S = F_{PS} \cdot X_{PS} + F_O \cdot X_O \quad (2.1.2)$$

Де  $F_S$ ,  $F_{PS}$ ,  $F_O$  – кількість сумішей що реагують: соку цукрового буряка, соку на виході, та осад в соку, кг;  $X_S$ ,  $X_{PS}$ ,  $X_O$  – концентрація кислот в соці, що проходить реакцію, соку на виході і осаду.

Розрахуємо швидкість реакції:

$$\omega = K \cdot e^{-\frac{E}{RT}} \cdot (X_S + X_{PS}) / 2 \quad (2.1.3)$$

Припустимо, що при статичному режимі лінеаризована залежність лужності:  $pH = f(X)$ . В такому випадку для потоку на виході з апарату попередньої очистки дифузійного соку:

$$pH = A - B \cdot X_{PS}, \quad (2.1.4)$$

де  $A$  і  $B$  – коефіцієнти, відповідні за величину  $pH$  в залежності від концентрації кислоти в переддефекованому соку  $X_{PS}$ . Експериментальні дані:

$$A = 11.024 \text{ pH}, B = 4 \frac{\text{pH}}{\%}$$

Тоді, з (2.1.4) маємо

$$X_{PS} = \frac{\frac{A}{B} - 1}{B \cdot pH} \quad (2.1.5)$$

Рівняння динаміки прийме вид:

$$-F_S \cdot X_1 + K \cdot e^{-\frac{E}{RT_{PS}}} \cdot ((X_1 + X_2)/2) \cdot V_a \cdot \rho_S - F_{PS} \cdot X_2 = V_a \cdot \rho_S \cdot \frac{d(\frac{X_1 + X_2}{2})}{dt}, \quad (2.1.6)$$

де  $V_a$  – об'єм сумішей в апараті попередньої очистки дифузійного соку,  $\rho_S$  – густина суміші.

Із закону збереження маси виходить, що величина поступаючих речовин ( $F_S + F_{PSS} + F_{RV}$ ) буде рівнятися величині речовини ( $F_O + F_{PS}$ ), що виходить.

Баланс по енергії у апараті попередньої очистки дифузійного соку:

$$\sum Q = \sum Q_S + \sum Q_{PSS} \quad [1]$$

$\sum Q$  – загальна теплова енергія при виході,  $\sum Q_S$  – загальна теплова енергія при вході в апарат попередньої очистки дифузійного соку (сік цукрового буряка та вапно),  $\sum Q_{PSS}$  – загальна теплова енергія соку насичень, що надходять у апарат;

Кількість надходячого тепла у апарат попередньої очистки дифузійного соку визначається таким відношенням

$$\sum Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 \quad (2.1.7)$$

де  $Q_1$  – кількість тепла, що надходить від соку цукрового буряка та вапна;  $Q_2$  – кількість тепла, що надходить ззовні – з поверненням соків насичення;  $Q_3$  – кількість тепла, що виділяється при різних фізичних і хімічних реакціях.

Баланс по теплу у апарату попередньої очистки дифузійного соку:

$$Q_S + Q_{PSS} + Q_{RV} - Q_{PS} + W_S \cdot V_a \cdot \rho_S \cdot q = V \cdot \rho \cdot \frac{d(\frac{T_S + T_{PS}}{2})}{dt} \quad (2.1.8)$$

Кількість тепла, яке надходить з вхідними речовинами, змінюється при хімічних реакціях, а також відходить, представляється в такому вигляді:

$$Q = F \cdot C \cdot t \quad (2.1.9)$$

де  $t$ ,  $C$ ,  $F$  – температура, теплоємність і витрата розчинів.

$Q_S = F_S \cdot t_S \cdot C_S$  – тепло, яке приходить з соком цукрового буряку;

$Q_{RV} = F_{RV} \cdot t_{RV} \cdot C_{RV}$  – тепло, яке приходить з вапном;

$Q_{PSS} = F_{PSS} \cdot t_{PSS} \cdot C_{PSS}$  – тепло, яке приходить з соком насичення;

$Q_{PS} = F_{PS} \cdot t_{PS} \cdot C_{PS}$  – тепло, яке виходить з результуючою сумішшю;

$q$  – тепло, що утворюється як наслідок реакції кислот з вапном.

В процесі реакції, що проходить у апараті попередньої очистки дифузійного соку, температура на виході більше, ніж на вході приблизно на  $5^{\circ}\text{C}$ , тому необхідно знайти кількість тепла, що утворюється:

$$5 \cdot (F_S(1-n) + F_{PSS}) \cdot C = q$$

Запишемо результуюче рівняння:

$$F_S \cdot t_S \cdot C_S + F_{PSS} \cdot t_{PSS} \cdot C_{PSS} + F_{RV} \cdot t_{RV} \cdot C_{RV} - F_{PS} \cdot t_{PS} \cdot C_{PS} + w_s \cdot V_a \rho_S q = 0$$

$$F_S \cdot t_S \cdot C_S + F_{PSS} \cdot t_{PSS} \cdot C_{PSS} + F_{RV} \cdot t_{RV} \cdot C_{RV} - F_{PS} \cdot t_{PS} \cdot C_{PS} + w_s \cdot V_a \rho_S q = V_a \rho_S \cdot \frac{d\left(\frac{T_S + T_{PS}}{2}\right)}{dt}$$

$$\begin{cases} F_S \cdot X_1 + K \cdot ((X_1 + X_2)/2) \cdot V_a \cdot \rho_S - F_{PS} \cdot X_2 = 0; & (1) \\ F_S \cdot t_S \cdot C_S + F_{PSS} \cdot t_{PSS} \cdot C_{PSS} + F_{RV} \cdot t_{RV} \cdot C_{RV} - F_{PS} \cdot t_{PS} \cdot C_{PS} + K \cdot (X_1 + X_2)/2 \cdot V_a \cdot \rho_S = 0 & (2) \end{cases}$$

Виразимо з рівняння (2) витрату  $F_{PS}$ :

$$F_{PS} = F_{RV} + F_{PSS} + F_S \cdot n \quad (3)$$

Підставимо вираз (3) в (1) рівняння:

$$F_S \cdot X_1 - K \cdot ((X_1 + X_2)/2) \cdot V_a \cdot \rho_S - (F_{RV} + F_{PSS} + F_S \cdot n) \cdot X_2 = 0$$

Виразимо з одержаного рівняння кількість кислоти при виході:

$$X_2 = \frac{X_1 \cdot (2 \cdot F_S - K \cdot V_a \cdot \rho_S)}{2 \cdot (F_{RV} + F_{PSS} + F_S \cdot n) + K \cdot V_a \cdot \rho_S} \quad (4)$$

Статичні характеристики всіх каналів апарату попередньої очистки дифузійного соку для номінального режиму навантаження, побудовані у MathCAD, приведені на малюнках 2.2 - 2.4.

Так як регульованим параметром являється концентрація кислот при виході з апарату попередньої очистки дифузійного соку, яка в свою чергу залежить від витрати розчину вапна, то:

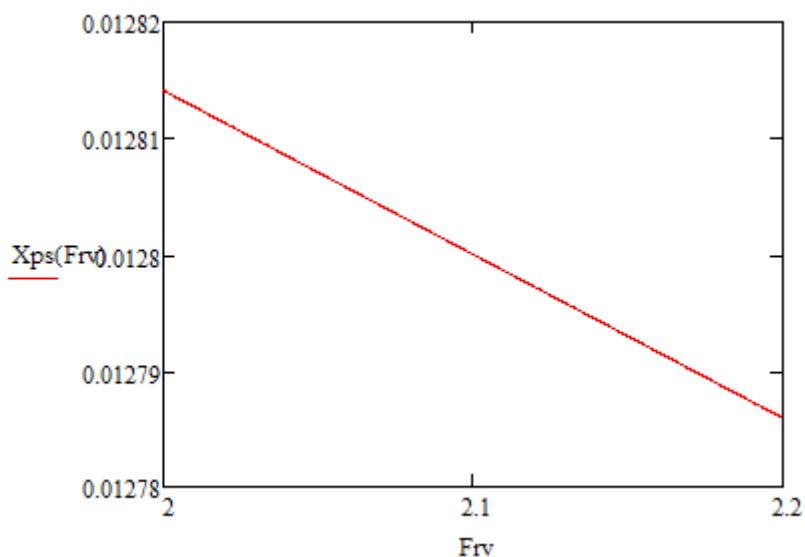


Рис. 2.2 – Статична характеристика каналу керування  $F_{RV} \rightarrow X_2$

За каналом збурення «витрати соку цукрового буряка – рН», статична характеристика набуває вигляд:

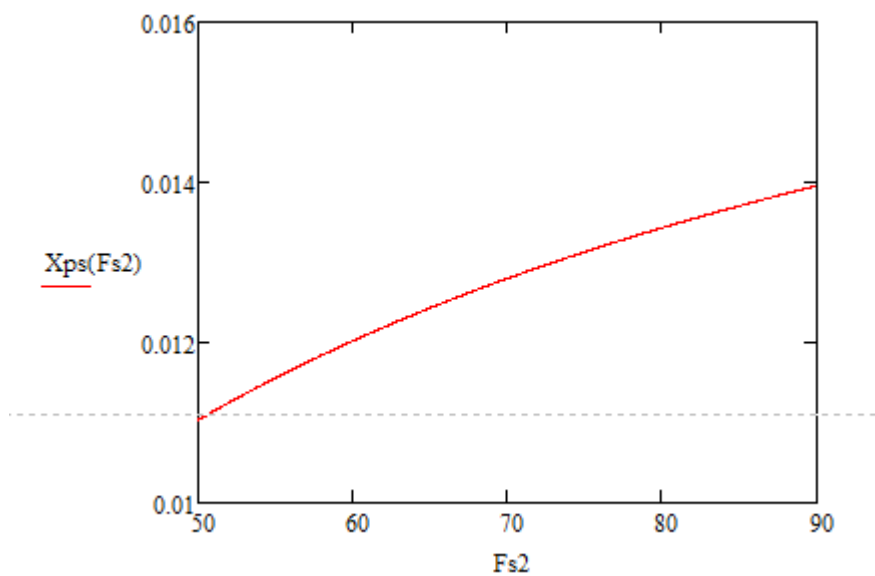


Рис. 2.3 – Статична характеристика каналу збурення  $F_s \rightarrow X_2$

## 2.2. Моделювання динамічного режиму апарату попередньої очистки дифузійного соку

Параметрами є:

- Регульована величина  $X_2$ ;



- Керувальний вплив  $F_{RV}$ ;
- Збурення  $F_S$ ,  $X_1$ .

Так як невелика кількість вапна, що надходить в апарат, не вступає в реакцію з соком цукрового буряку безпосередньо в апараті, і йде далі по технічній лінії з переддефектору, то необхідно записати рівняння для відповідності реагуючих концентрацій:

$$F_S * X_1 - (F_S(1-n) + F_{PSS}) * X_2 = K_1(F_{RV} * X_{V1} - (F_S(1-n) + F_{PSS}) * X_{V2}), \quad (2.2.1) \quad X_1, X_2$$

– концентрації узагальнених кислот при вході та виході апарату;  $X_{V1}, X_{V2}$  – концентрації вапна при вході та виході апарату.

*Рівняння по балансу узагальнених кислот в апарат попередньої очистки дифузійного соку:*

$$F_S * X_1 + K * e^{-\frac{E}{RT_{PS}}} * ((X_{V1} + X_{V2})/2) * V_a * \rho_S - (F_S(1-n) + F_{PSS}) * X_2 = V_a * \rho_S * \frac{d\left(\frac{X_1 + X_2}{2}\right)}{dt} \quad (2.2.2)$$

Виразимо  $X_{V2}$  з 2.2.1:

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

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

$$F_S * X_1 + K * e^{-\frac{E}{RT_{PS}}} * \left( X_{V1} + \frac{-F_S * X_1 + (F_S(1-n) + F_{PSS}) * X_1 + K_1 * F_{RV} * X_{V1}}{K_1 * (F_S(1-n) + F_{PSS})} \right) * V_a * \rho_S * q/2 - (F_S(1-n) + F_{PS}) * X_2 = V_a * \rho_S * \frac{d\left(\frac{X_1 + X_2}{2}\right)}{dt} \quad (2.2.3)$$

Опис апарату попередньої очистки соку цукрового буряка представимо у відхиленнях величин від головного статичного режиму, за індексом «0»:

$$X_1 = X_{10} + \Delta X_1$$

$$X_2 = X_{20} + \Delta X_2$$

$$F_{RV} = F_{RV0} + \Delta F_{RV}$$

$$F_s = F_{s0} + \Delta F_s$$

$$T_{ps} = T_{ps0} + \Delta T_{ps}$$

Лінеаризуємо рівняння динаміки апарату попереднього очищення соку цукрового буряка:

$$\begin{aligned} & \Delta F_s * (X_{10} - (1-n) * X_{20} - \frac{X_{10} * F_{ps}}{K_1 * (F_{s0}(1-n) + F_{ps})^2} + \\ & \frac{(1-n) Frv * X_{v1}}{F_{s0}(1-n) + F_{ps}}) \frac{K * (e^{-\frac{E}{T_{ps0}}} + \frac{E e^{-\frac{E}{RT_{ps0}}}}{R(T_{ps0})^2} * (\Delta T_{ps} - T_{ps0})) * Va * \rho_s}{2} + \Delta X_1 (F_{s0} - \frac{F_{s0}}{K_1 * (F_{s0}(1-n) + F_{ps})} * \\ & \frac{K(e^{-\frac{E}{T_{ps0}}} + \frac{E e^{-\frac{E}{RT_{ps0}}}}{R(T_{ps0})^2} * (\Delta T_{ps} - T_{ps0})) Va * \rho_s}{2} + \Delta X_2 (\frac{K(e^{-\frac{E}{T_{ps0}}} + \frac{E e^{-\frac{E}{RT_{ps0}}}}{R(T_{ps0})^2} * (\Delta T_{ps} - T_{ps0})) Va * \rho_s}{2K_1} - \\ & (F_{s0}(1-n) + F_{ps})) + \Delta F_{RV} * \frac{K(e^{-\frac{E}{T_{ps0}}} + \frac{E e^{-\frac{E}{RT_{ps0}}}}{R(T_{ps0})^2} * (\Delta T_{ps} - T_{ps0})) Va * \rho_s * X_{v1}}{2(F_{s0}(1-n) + F_{ps})} = \frac{Va * \rho_s}{2} \left( \frac{d\Delta X_1}{dt} + \right. \\ & \left. \frac{d\Delta X_2}{dt} \right); \end{aligned} \quad (2.2.4)$$

Виразимо  $T_{ps}$  з рівняння (2.2.4):

$$\begin{aligned} & \left( e^{-\frac{E}{T_{ps0}}} + \frac{E e^{-\frac{E}{RT_{ps0}}}}{R(T_{ps0})^2} * (\Delta T_{ps} - T_{ps0}) \right) \left( \Delta X_2 \frac{K Va * \rho_s}{2K_1} + \Delta F_{RV} \frac{K * Va * \rho_s * X_{v1}}{2(F_{s0}(1-n) + F_{ps})} - \right. \\ & \left. \Delta F_s \left( \frac{X_{10} * F_{ps}}{K_1 * (F_{s0}(1-n) + F_{ps})^2} + \frac{(1-n) Frv * X_{v1}}{F_{s0}(1-n) + F_{ps}} \right) \frac{K * Va * \rho_s}{2} - \Delta X_1 \left( \frac{F_{s0}}{K_1 * (F_{s0}(1-n) + F_{ps})} * \frac{K Va * \rho_s}{2} \right) \right) \\ & = \frac{Va * \rho_s}{2} \left( \frac{d\Delta X_1}{dt} + \frac{d\Delta X_2}{dt} \right) - \Delta F_s (X_{10} - (1-n) * X_{20}) - \Delta X_1 F_{s0} + \Delta X_2 (F_{s0}(1-n) + F_{ps}); \end{aligned}$$

Так як більшість коефіцієнтів відома, замінімо наступні вирази для спрощення ведення запису:

$$\frac{K Va * \rho_s}{2K_1} = A;$$

$$\frac{K * Va * \rho_s * X_{v1}}{2(F_{s0}(1-n) + F_{ps})} = B;$$

$$\left( \frac{X_{10} * F_{ps}}{K_1 * (F_{s0}(1-n) + F_{ps})^2} + \frac{(1-n) Frv * X_{v1}}{F_{s0}(1-n) + F_{ps}} \right) \frac{K * Va * \rho_s}{2} = C;$$

$$\frac{Fs0}{K1*(Fs0(1-n)+Fps)} * \frac{KV a * \rho_s}{2} = D;$$

$$e^{-\frac{E}{T_{PS0}}} = E1;$$

$$\frac{E e^{-\frac{E}{RT_{PS0}}}}{R(T_{PS0})^2} = E2;$$

$$X_{10} - (1 - n) * X_{20} = G;$$

$$(Fs0(1 - n) + Fps) = H;$$

$$\frac{Va * \rho_s}{2} = K;$$

$$(E1 + E2 * (\Delta T_{PS} - T_{PS0})) (A \Delta X_2 + B \Delta F_{RV} - C \Delta F_s - D \Delta X_1) = K \frac{d\Delta X_1}{dt} + K \frac{d\Delta X_2}{dt} - G \Delta F_s - \Delta X_1 F_{s0} + H \Delta X_2;$$

$$A X_{20} \Delta T_{PS} E_2 + D F_{RV} \Delta T_{PS} E_2 - C F_{s0} \Delta T_{PS} E_2 - D X_{10} \Delta T_{PS} E_2 = K \frac{d\Delta X_1}{dt} + K \frac{d\Delta X_2}{dt} - \Delta F_s (G - C E_1) - \Delta X_1 (F_{s0} - D E_1) + \Delta X_2 (H - A E_1)$$

$$\Delta T_{PS} (A X_{20} E_2 + D F_{RV} E_2 - C F_{s0} E_2 - D X_{10} E_2) = K \frac{d\Delta X_1}{dt} + K \frac{d\Delta X_2}{dt} - \Delta F_s (G - C E_1) - \Delta X_1 (F_{s0} - D E_1) + \Delta X_2 (H - A E_1)$$

$$\text{Нехай } (A X_{20} E_2 + D F_{RV} E_2 - C F_{s0} E_2 - D X_{10} E_2) = L:$$

$$\Delta T_{PS} = \frac{K}{L} \frac{d\Delta X_1}{dt} + \frac{K}{L} \frac{d\Delta X_2}{dt} - \Delta F_s \frac{(G - C E_1)}{L} - \Delta X_1 \frac{(F_{s0} - D E_1)}{L} + \Delta X_2 \frac{(H - A E_1)}{L} \quad (2.2.5)$$

Отже, ми маємо виражену температуру суміші на виході, виражену через реакцію, що проходить у перед дефекаторі.

Перейдемо до р-ня динаміки теплового балансу апарату попередньої очистки дифузійного соку:

$$F_s \cdot t_s \cdot C_s + F_{PS} \cdot t_s \cdot C_{PS} + F_{RV} \cdot t_{RV} \cdot C_{RV} - F_{PS} \cdot T_{PS} \cdot C_{PS} + w_s \cdot V_a \rho_s q = V_a \cdot \rho_s \cdot \frac{d(\frac{T_s + T_{PS}}{2})}{dt} \quad (2.2.6)$$

Змінні величини:

$T_{PS}$  – регульована температура;

$F_{RV}$  – керування подачею вапна;

$F_S, t_S$  – збурення по витраті та температурі вхідного соку;

Підставимо виражену температуру з матеріального балансу та лінеаризуємо р-ня динаміки теплового балансу апарату попередньої очистки дифузійного соку:

$$\Delta F_S \cdot t_S \cdot C_S + \Delta t_S \cdot (F_S \cdot C_S + F_{PS} \cdot C_{PS}) + \Delta F_{RV} \cdot t_{RV} \cdot C_{RV} - \\ - \Delta T_{PS} (F_{PS} \cdot C_{PS} + K \cdot X_{PS} \cdot V_a \cdot \rho_S q) = V_a \cdot \rho_S \cdot \frac{d(\frac{T_S + T_{PS}}{2})}{dt} \quad (2.2.7)$$

Нехай  $t_S \cdot C_S = At$ ;

$$F_S \cdot C_S + F_{PS} \cdot C_{PS} = Bt;$$

$$T_{RV} \cdot C_{RV} = Ct;$$

$$F_{PS} \cdot C_{PS} + K \cdot X_{PS} \cdot V_a \cdot \rho_S q = Dt;$$

Прийmemo також, що вхідна концентрація речовин – стала. Тоді рівняння (2.2.7), також підставивши заміну з рівняння (2.2.5) прийме вид:

$$\Delta F_S \cdot At + \Delta t_S \cdot Bt + \Delta F_{RV} \cdot Ct = \frac{V\rho}{2} * \\ \frac{d(\frac{Kd\Delta X_1}{L dt} + \frac{Kd\Delta X_2}{L dt} - \Delta F_S \frac{(G-CE_1)}{L} \Delta X_1 \frac{(Fs0-DE1)}{L} + \Delta X_2 \frac{(H-AE1)}{L})}{dt} + \frac{V\rho}{2} * \frac{d\Delta T_{PS}}{dt} + (\frac{K}{L} \frac{d\Delta X_1}{dt} + \frac{K}{L} \frac{d\Delta X_2}{dt} - \\ \Delta F_S \frac{(G-CE_1)}{L} \Delta X_1 \frac{(Fs0-DE1)}{L} + \Delta X_2 \frac{(H-AE1)}{L}) \cdot Dt \quad | :Dt \\ \Delta F_S \cdot \frac{At}{Dt} + \Delta t_S \cdot \frac{Bt}{Dt} + \Delta F_{RV} \cdot \frac{Ct}{Dt} - \frac{V\rho}{2Dt} * \frac{d\Delta T_S}{dt} = \frac{V\rho}{2Dt} * \\ \frac{d(\frac{Kd\Delta X_1}{L dt} + \frac{Kd\Delta X_2}{L dt} - \Delta F_S \frac{(G-CE_1)}{L} \Delta X_1 \frac{(Fs0-DE1)}{L} + \Delta X_2 \frac{(H-AE1)}{L})}{dt} + (\frac{K}{L} \frac{d\Delta X_1}{dt} + \frac{K}{L} \frac{d\Delta X_2}{dt} - \Delta F_S \frac{(G-CE_1)}{L} \\ \Delta X_1 \frac{(Fs0-DE1)}{L} + \Delta X_2 \frac{(H-AE1)}{L})$$

Прийmemo,

що:

$$\frac{V\rho}{2Dt} = T, \text{ тоді}$$

$$\frac{T(G-CE_1)}{L} \frac{d\Delta F_S}{dt} + \Delta F_S \left( \frac{At}{Dt} + \frac{2(G-CE_1)}{L} \right) + \Delta t_S \cdot \frac{Bt}{Dt} + \Delta F_{RV} \cdot \frac{Ct}{Dt} - T \frac{K}{L} \frac{d^2 \Delta X_1}{dt^2} + \\ \frac{d\Delta X_1}{dt} \left( T \left( \frac{(Fs0-DE1)}{L} \right) + \frac{K}{L} \right) + \Delta X_1 \left( \frac{(Fs0-DE1)}{L} \right) = T \frac{K}{L} \frac{d^2 \Delta X_2}{dt^2} + \frac{d\Delta X_2}{dt} \left( T \left( \frac{(H-AE1)}{L} \right) + \frac{K}{L} \right) + \Delta X_2 \left( \frac{(H-AE1)}{L} \right)$$

Виконаємо заміни та перетворення за Лапласом:

$$\begin{aligned}
 & \frac{T(G-CE_1)}{L} - K_{1Fs} \\
 & \frac{At}{Dt} + \frac{2(G-CE_1)}{L} = K_{2Fs} \\
 & \frac{Bt}{Dt} = K_{Ts} \\
 & \frac{Ct}{Dt} = K_{Frv} \\
 & T \frac{K}{L} = K_1 \\
 & T \left( \frac{(Fs0-DE1)}{L} \right) + \frac{K}{L} = K_{2X1} \\
 & \frac{(Fs0-DE1)}{L} = K_{3X1} \\
 & T \left( \frac{(H-AE1)}{L} \right) + \frac{K}{L} = K_{2X2} \\
 & \frac{(H-AE1)}{L} = K_{3X2} \\
 & K_{1Fs} \frac{d\Delta F_S}{dt} + K_{2Fs} \Delta F_S + K_{Ts} \Delta t_S + \Delta F_{RV} K_{Frv} - K_1 \frac{d^2 \Delta X_1}{dt^2} + K_{2X1} \frac{d\Delta X_1}{dt} + K_{3X1} \Delta X_1 = \\
 & K_1 \frac{d^2 \Delta X_2}{dt^2} + K_{2X2} \frac{d\Delta X_2}{dt} + K_{3X2} \Delta X_2
 \end{aligned}$$

Отже, маємо такий вид рівняння:

$$F_S(p)(K_{1Fs}p + K_{2Fs}) + K_{Ts}T_S(p) + K_{Frv}F_{Frv}(p) - X_1(p)(K_1p^2 + K_{2X1}p + K_{3X1}) = X_2(p)(K_1p^2 + K_{2X2}p + K_{3X2}) \quad (2.2.8)$$

Передатна функція каналу  $F_{RV} \rightarrow X_2$ :

$$W_{Frv \rightarrow X2}(p) = \frac{K_{Frv}}{K_1p^2 + K_{2X2}p + K_{3X2}} \quad (2.2.9)$$

де

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

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

Перехідна характеристика об'єкта за каналом управління  $F_{RV} \rightarrow X_2$  знаходиться зворотнім перетворенням Лапласа і добутку передаточної функції за каналом  $W_k(p)$  та перетвореного за Лапласом одиничного сигналу  $1(t)$ :

$$h_{obk}(t) = L^{-1}\left[\frac{1}{p} * W_k(p)\right] \quad (2.2.10)$$

У нашому випадку:

$$Hob(t) := \frac{Wob(p)}{p} \left| \begin{array}{l} \text{invlaplace}, p \\ \text{float}, 2 \end{array} \right. \rightarrow 0.033 \cdot e^{-0.8 \cdot t} + -3.0 \cdot e^{-0.0089 \cdot t} + 2.9$$

Перехідна хар-ка за каналом керування  $H_{ob}(t)$ , за формулою (2.2.10) наведена на мал. 2.4.

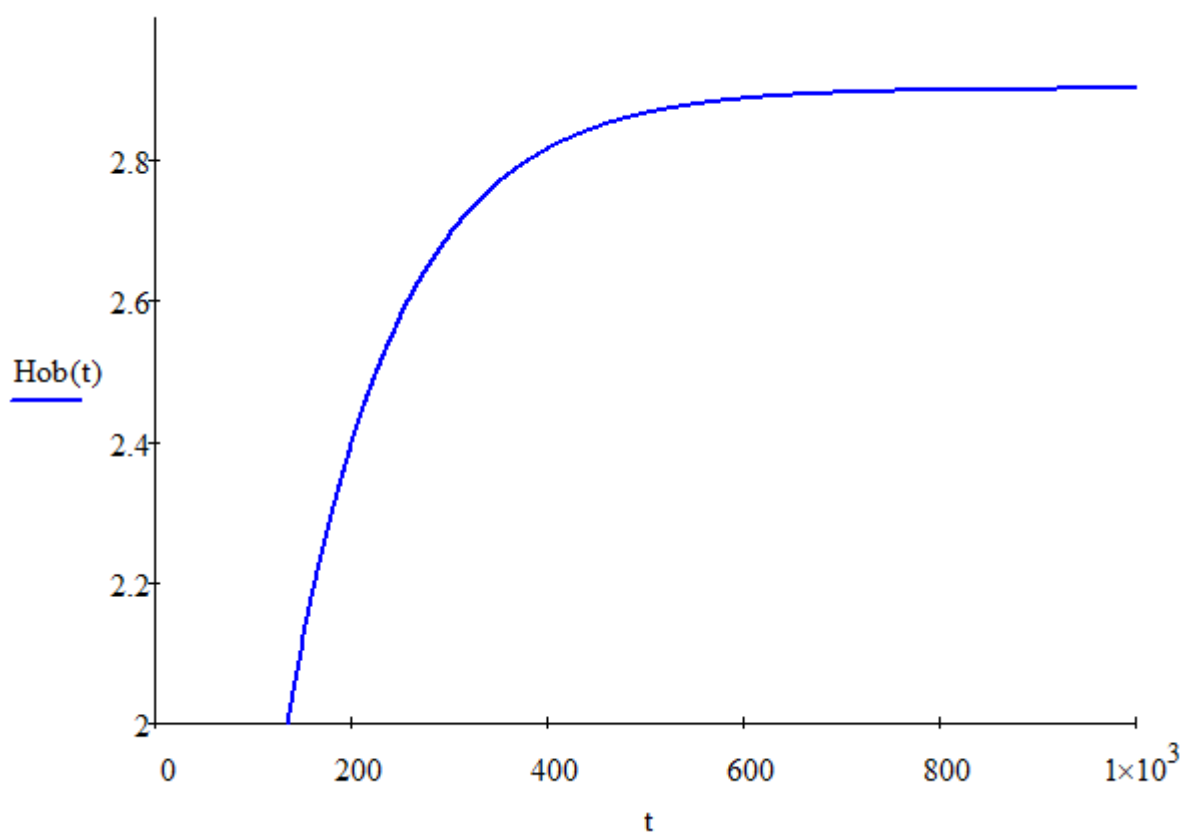


Рис.2.4 Перехідна характеристика об'єкта управління за каналом керування  $F_{RV} \rightarrow X_2$

### 2.3.Налаштування системи управління за методом Ціглера-Нікельса

Згідно цього методу замкнену систему управління із П-регулятором виводять на границю стійкості плавно збільшуючи коеф. підсилення регулятора  $K_P$ . З отриманого коливного режиму вираховують критичне значення коефіцієнта підсилення регулятора та критичний період коливань. За цими визначеними параметрами вираховують оптимальні параметри налаштування регулятора використовуючи такі залежності:

- П-регулятор:  $K_{OPT}=0,55 K_{KP}$ ;
- ПІ-регулятор:  $K_{OPT}=0,35 K_{KP}$ ;

Метод Ціглера-Нікольса простий для розрахунку, та дозволяє забезпечити у системі управління потрібний запас стійкості, але не може гарантувати екстремального значення інтегрального критерію якості.

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

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

$$W_{regNast} := K_{reg\_nas}$$

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

$$H_{nastr}(t) := \frac{W_{zsNast}(p)}{p} \left| \begin{array}{l} \text{invlaplace, } p \\ \text{float, 1} \end{array} \right. \rightarrow -8.4 \cdot e^{-0.0045 \cdot t} + -0.9 \cdot \cos(4.0 \cdot t) + -0.001 \cdot \sin(4.0 \cdot t) + 8.4$$

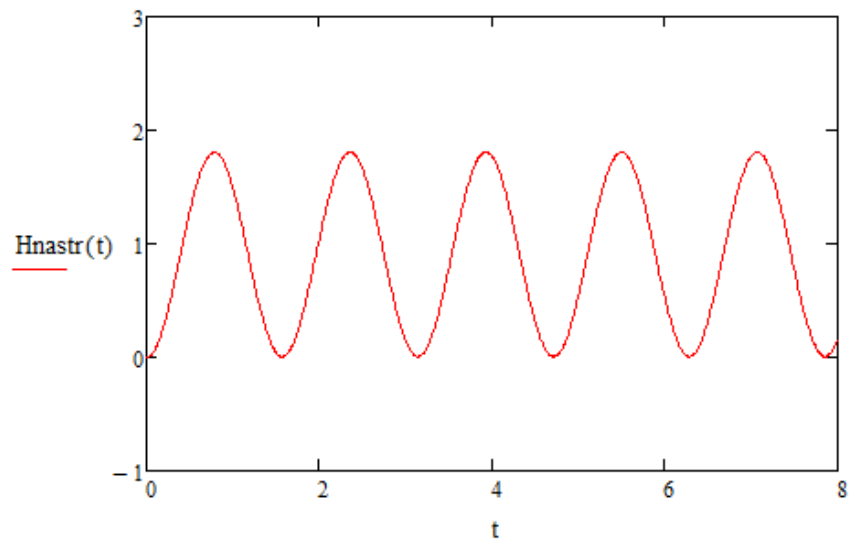


Рис. 2.5 Перехідна характеристика нашої замкненої коливної системи каналу  $F_{RV} \rightarrow X_2$

$$K_{reg\_p} := 0.55 \cdot K_{reg\_nas}$$

$$K_{reg\_pi} := 0.35 K_{reg\_nas}$$

$$W_{regP} := K_{reg\_I}$$

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

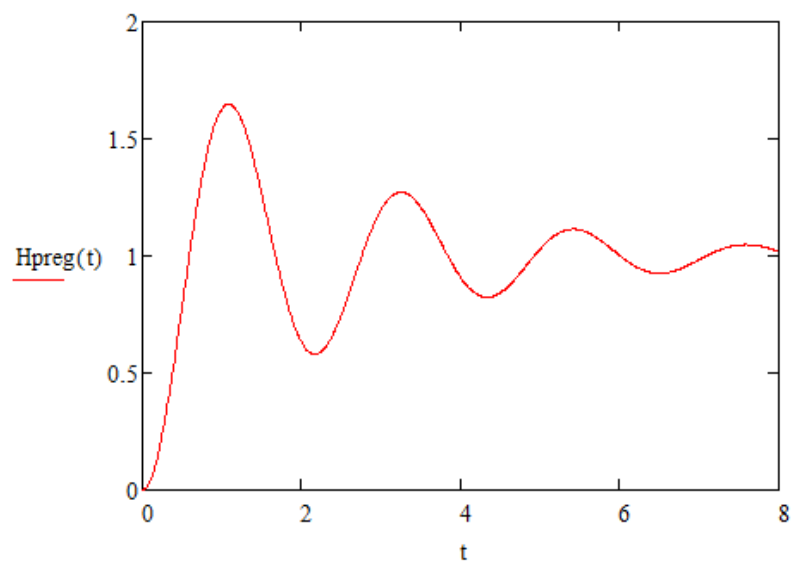


Рис. 2.6 П-регулятор: перехідна характеристика замкненої коливної системи

$$T_{ikr} := 9000$$

$$T_{i\_opt} := 1.25 T_{ik}$$

$$W_{regPI}(p) := K_{reg\_pi} \cdot \left( 1 + \frac{1}{T_{i\_opt} \cdot p} \right)$$

$$W_{zsPI}(p) := \frac{W_{ob}(p) \cdot W_{regPI}(p)}{1 + W_{ob}(p) \cdot W_{regPI}(p)}$$



$$\begin{aligned}
 \text{HPIreg}(t) &:= \frac{W_{zsPI}(p)}{p} \left| \begin{array}{l} \text{invlaplace}, p \\ \text{float}, 1 \end{array} \right. \rightarrow \\
 &\rightarrow 0.001 \cdot e^{-0.00009 \cdot t} + 0.04 \cdot e^{-0.8 \cdot t} + -0.04 \cdot e^{-0.009 \cdot t} + -1.0 \cdot e^{-0.4 \cdot t} \cdot \cos(2.0 \cdot t) + -0.2 \cdot e^{-0.4 \cdot t} \cdot \sin(2.0 \cdot t) + 1.0
 \end{aligned}$$

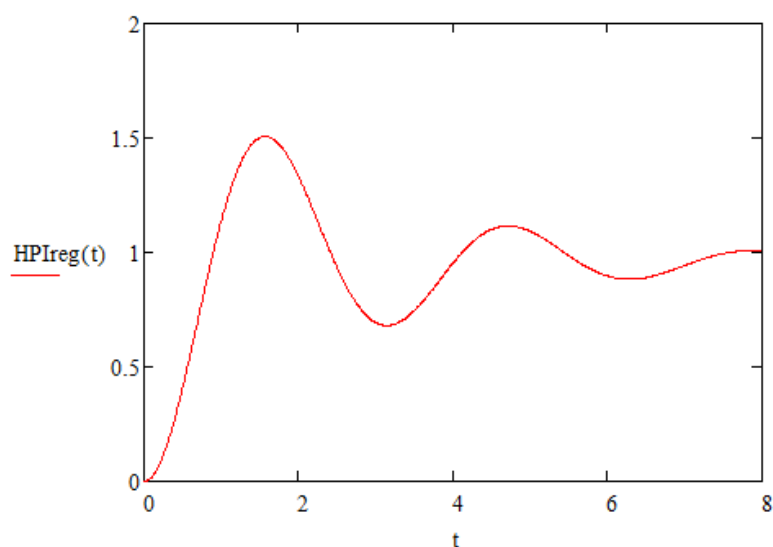


Рис.2.7 ПІ-регулятор: перехідна характеристика замкненої коливної системи

Виходячи з даних графіків замкненої системи ПІ і ПІД-регуляторів бачимо, що найліпшим у використанні на практиці є ПІ-регулятор, так як цей регулятор може забезпечити гарну якість регулювання, малий час виходу на усталений режим та невелику чутливість до збурення.

#### 2.4.Налаштування системи керування з використанням методу перехідного режиму

У практиці, для того, щоб налагодити систему керування, як правило, використовуються наближені методи обчислення параметрів регулятора. Цей метод дозволяє швидко, без проведення складних тестових досліджень вирішити

задачу вибору характеристик регулятора відповідно до прийнятого критерію управління та в залежності від властивостей об'єкту. Для приблизної оцінки динамічних властивостей використовуються спрощені моделі об'єкта керування у вигляді передаточних функцій.

Вже використовується багато евристичних правил настройки параметрів регулятора: наприклад, метод перехідного режиму. Відповідно до цього методу параметри настройки регулятора знаходяться з величин, що характеризують наш об'єкт керування.

$$C/D=2.896; \quad T=110.746 \quad \tau:=2000$$

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

Виразуємо параметри настроек П-, ПІ- та ПІД-регуляторів наступною таблицею 2.2:

Таблиця 2.2 Оптимальні значення настройки регуляторів для ОК 1-го порядку із запізненням від Московського теплотехнічного інституту.

Закон регулювання	Параметри настройки	Відносне запізнювання ОК		
		$\frac{\tau_{об}}{T_{об}} < 0.2$	$0.2 < \frac{\tau_{об}}{T_{об}} < 1.5$	$\frac{\tau_{об}}{T_{об}} > 1.5$
П	$K_p$	$\frac{1}{K_{об} \tau_{об}}$	$\frac{\tau_{об}/T_{об} + 0.7}{2.6 K_{об} (\tau_{об}/T_{об} - 0.08)}$	$\frac{1}{2 K_{об}}$
ПІ	$K_p$	$\frac{1}{1.1 K_{об} \tau_{об}}$	$\frac{\tau_{об}/T_{об} + 0.6}{2.6 K_{об} (\tau_{об}/T_{об} - 0.08)}$	$\frac{1}{2 K_{об}}$
	$T_I$	$3.3 \tau_{об}$	$\frac{0.8 T_{об}}{\tau_{об}}$	$0.6 \tau_{об}$
ПІД	$K_p$	$\frac{1}{0.8 K_{об} \tau_{об}}$	$\frac{\tau_{об}/T_{об} + 1.5}{3.7 K_{об} (\tau_{об}/T_{об} - 0.13)}$	$\frac{1}{1.7 K_{об}}$
	$T_I$	$2.5 \tau_{об}$	$T_{об}$	$0.7 \tau_{об}$
	$T_D^*$	$0.15 T_I$	$0.15 T_I$	$0.15 T_I$

1) Р

$$K_{rp1} := \frac{1}{2 \cdot K} \quad K_{rp1} = 0.1727$$

PI

$$K_{rpi1} := \frac{1}{2 \cdot K} \quad K_{rpi1} = 0.1727$$

$$T_{pi1} := 0.6 \cdot \tau_{об} \quad T_{pi1} = 1200$$

$$K_{rpid1} = 0.2031$$

PID

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

$$T_{pid1} := 0.7 \cdot \tau_{об}$$

$$T_{pid11} := 0.15 T_{pid1}$$

$$T_{pid11} = 210$$

$$\frac{T_{pid11}}{T_{pid1}} = ($$

Вирахуємо параметри настройок різних регуляторів за таблицею 2.3:

Таблиця 2.3 Оптимальні величини настройки регуляторів для ОК 1-го порядку із запізненням.

Закон	Параметри	Оптимальний перехідний процес з двадцяти-відсотковим перерегулюванням
		Статичний об'єкт
I	Кр	$\frac{1}{1.7K_{об}T_{об}}$
П	Кр	$\frac{0.7T_{об}}{K_{об}\tau_{об}}$
ПІ	Кр	$\frac{0.7T_{об}}{K_{об}\tau_{об}}$
	T <sub>I</sub>	$0.7T_{об}$
ПІД	Кр	$\frac{1.2T_{об}}{K_{об}\tau_{об}}$
	T <sub>I</sub>	$2\tau_{об}$
	T <sub>Д</sub>	$0.4\tau_{об}$

2) Р  $K_{rp2} := \frac{0.7 \cdot T}{K \cdot \tau}$   $K_{rp2} = 0.0134$

PI  $K_{rpi2} := \frac{0.7 \cdot T}{K \cdot \tau}$   $K_{rpi2} = 0.0134$

$T_{pi2} := 0.7 \cdot T$   $T_{pi2} = 77.5222$

PID  $K_{rpid2} := \frac{1.2 \cdot T}{K \cdot \tau}$   $K_{rpid2} = 0.0229$

$T_{pid2} := 2 \cdot \tau$   $T_{pid2} = 4000$

$T_{pid2} := 0.4 \cdot \tau$   $T_{pid2} = 800$

$$\begin{aligned}
 \text{Kr1} &:= \begin{pmatrix} \text{Krp1} & 0 & 0 \\ 0 & \text{Krpi1} & 0 \\ 0 & 0 & \text{Krp1d1} \end{pmatrix} & \text{Ti1} &:= \begin{pmatrix} 0 \\ \frac{1}{\text{Tpi1}} \\ \frac{1}{\text{Tpid1}} \end{pmatrix} & \text{Td1} &:= \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ \text{Tpid1} \end{pmatrix} \\
 \text{Kr2} &:= \begin{pmatrix} \text{Krp2} & 0 & 0 \\ 0 & \text{Krpi2} & 0 \\ 0 & 0 & \text{Krp2d2} \end{pmatrix} & \text{Ti2} &:= \begin{pmatrix} 0 \\ \frac{1}{\text{Tpi2}} \\ \frac{1}{\text{Tpid2}} \end{pmatrix} & \text{Td2} &:= \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ \text{Tpid2} \end{pmatrix} \\
 \text{Wp1}(s) &:= \text{Kr1} \cdot \left( 1 + \frac{\text{Ti1}}{s} + \text{Td1} \cdot s \right) & \text{Wp2}(s) &:= \text{Kr2} \cdot \left( 1 + \frac{\text{Ti2}}{s} + \text{Td2} \cdot s \right)
 \end{aligned}$$

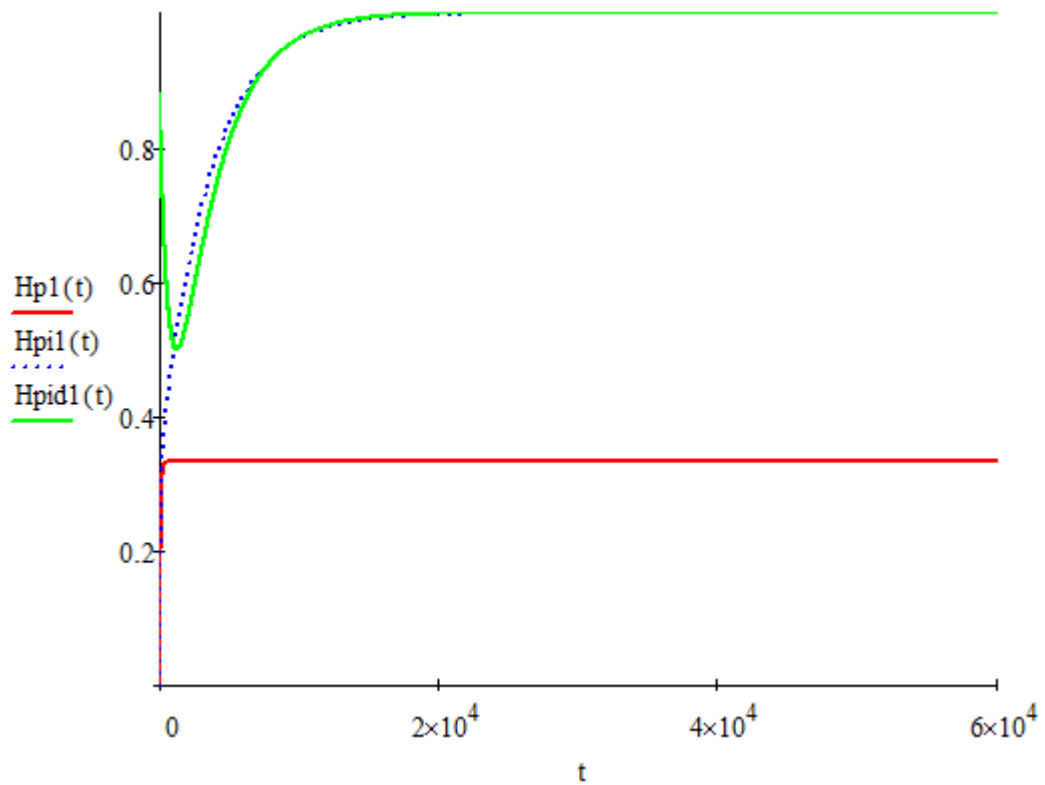


Рис. 2.8. Перехідні процеси у системі керування з передаточною функцією та усіма регуляторами (за значеннями, вказаними у таблиці 4.2).

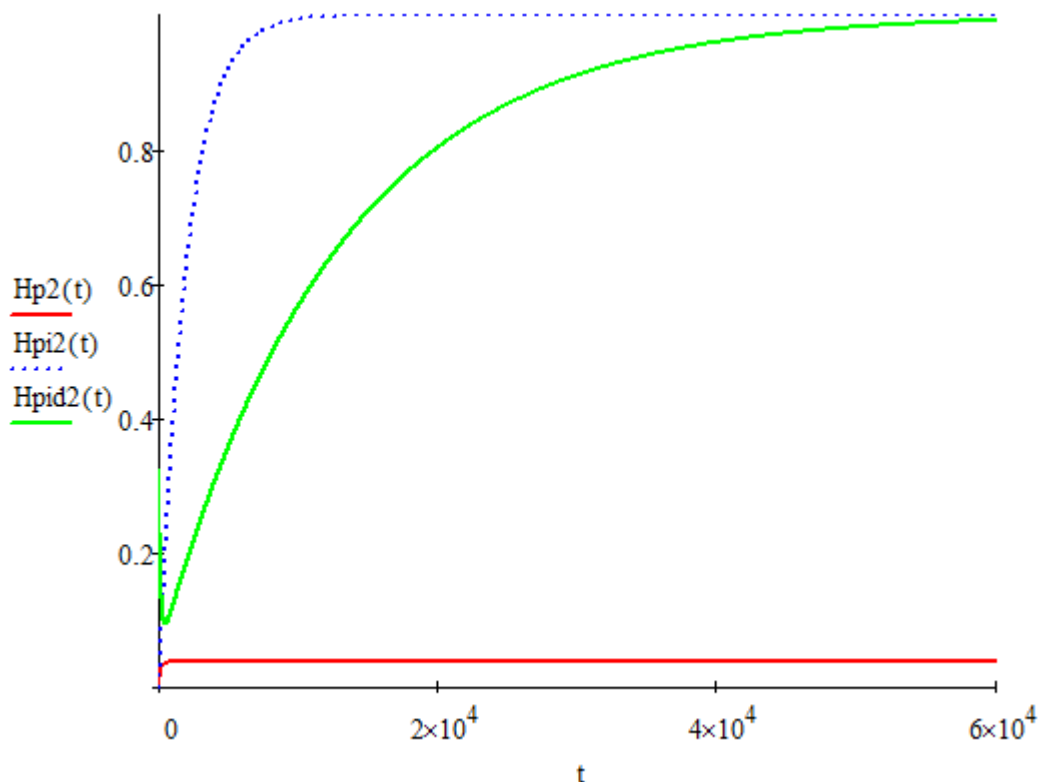


Рис. 2.9 Перехідні процеси у системі керування з передаточною функцією та усіма регуляторами (за значеннями, вказаними у таблиці 4.3).

За даними графіками можна визначити, що П-складова подає сигнал, що протидіє відхиленню керованої величини у даний момент часу. Інтегральна складова, як видно, збирає результуючі значення, прибираючи, таким чином, недоліки П регулятора – статичну помилку. Д-складова у ПДД регуляторі прогнозує усі відхилення завдання і стежить за її швидкістю, тому є самою швидкою з усіх.

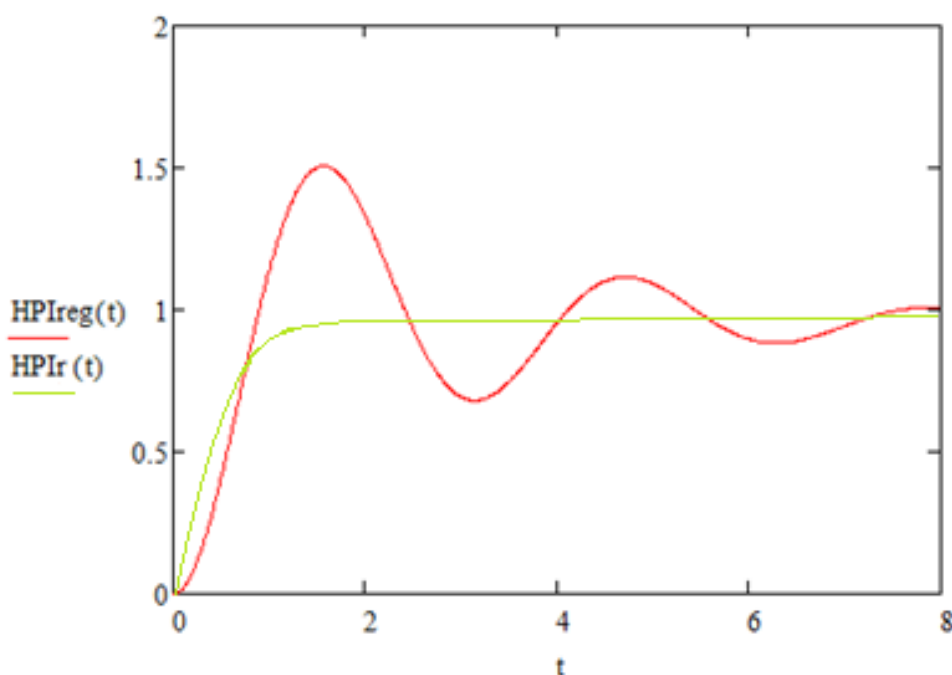


Рис. 2.10 Порівняння перехідних процесів

Як видно з рисунку 2.10, в результаті порівняння перехідних характеристик, отриманих різними способами, видно, що кращі значення параметрів налаштування регулятора отримані методом перехідного режиму.

## 2.5. Синтез системи керування

Інтерактивне середовище SISOTool використовується для вирішення завдання синтезу коригуючого пристрою (регулятора) і попереднього фільтра (пристрою прямого зв'язку). Цей засіб служить для вибору виду і параметрів керуючого пристрою виходячи з вимог, що пред'являються до якості роботи проектованої системи управління в перехідному і усталеному процесах. При такому синтезі передбачається, що попередньо отримані (отже відомі)

математичні моделі елементів незмінної частини проекрованої системи і що обрано допустимий закон управління, що визначає її структурну схему.

Задаємо передатну функцію об'єкта в наступному вигляді і викликаємо інтерактивне середовище налаштування регулятора «SISOTool»:

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

Wp =

2.869

-----  
 $137.612 p^2 + 110.796 p + 0.98$

Continuous-time transfer function.

```
>> sisotool(Wp);
```

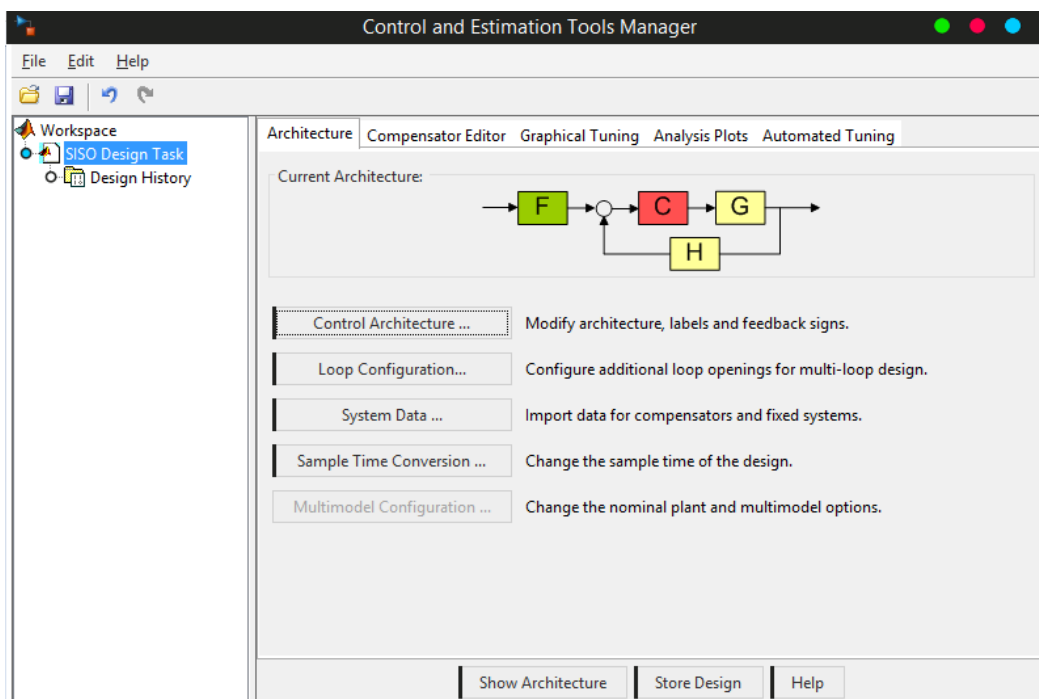


Рис. 2.11 Вікно редактора.



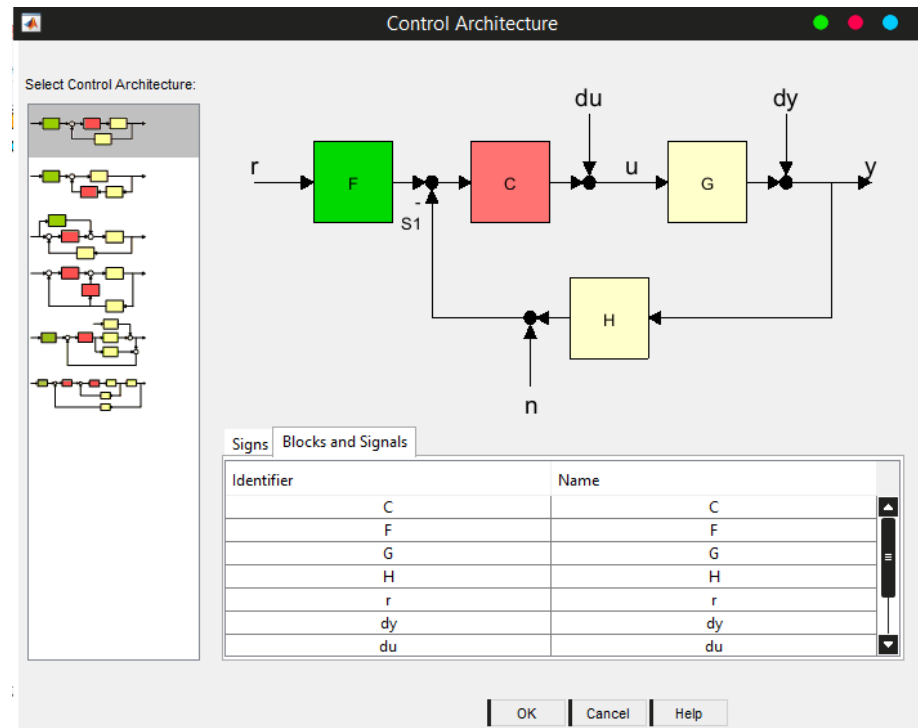


Рис. 2.12 Архітектура системи.

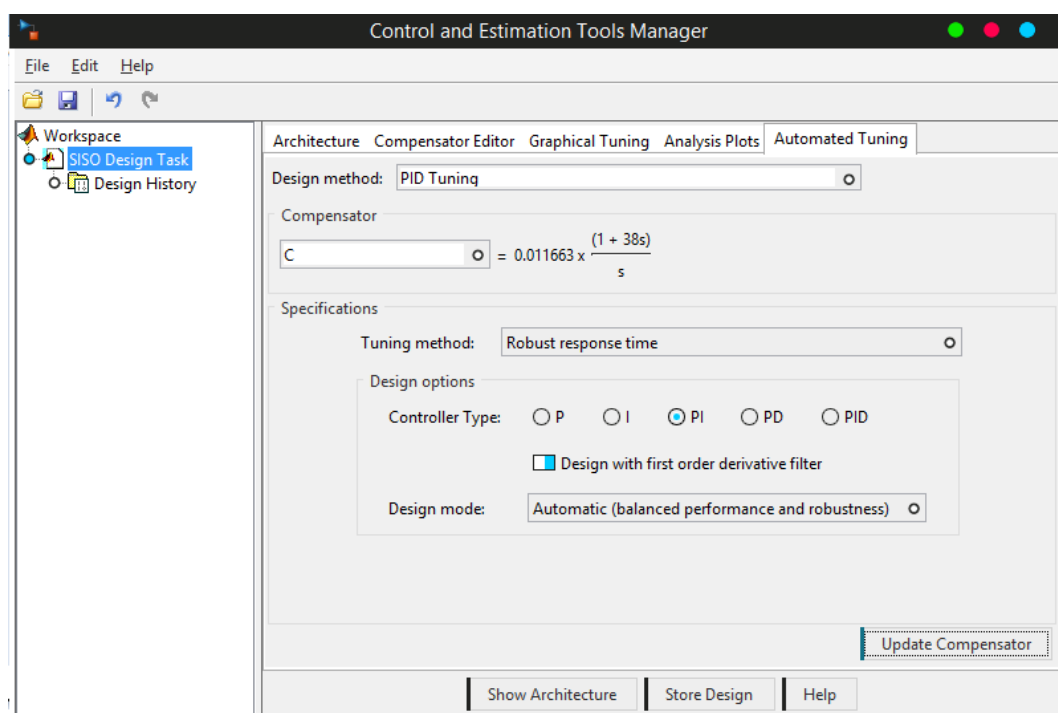
де  $G$  – plant (математична модель об'єкта)

$H$  – sensordynamics (давач, що вимірює вихідну величину)

$F$  — prefilter (фільтр)

$C$  — compensator (регулятор)

Задаємо потрібні критерії налаштування для підбору настройок регулятора, та його тип.



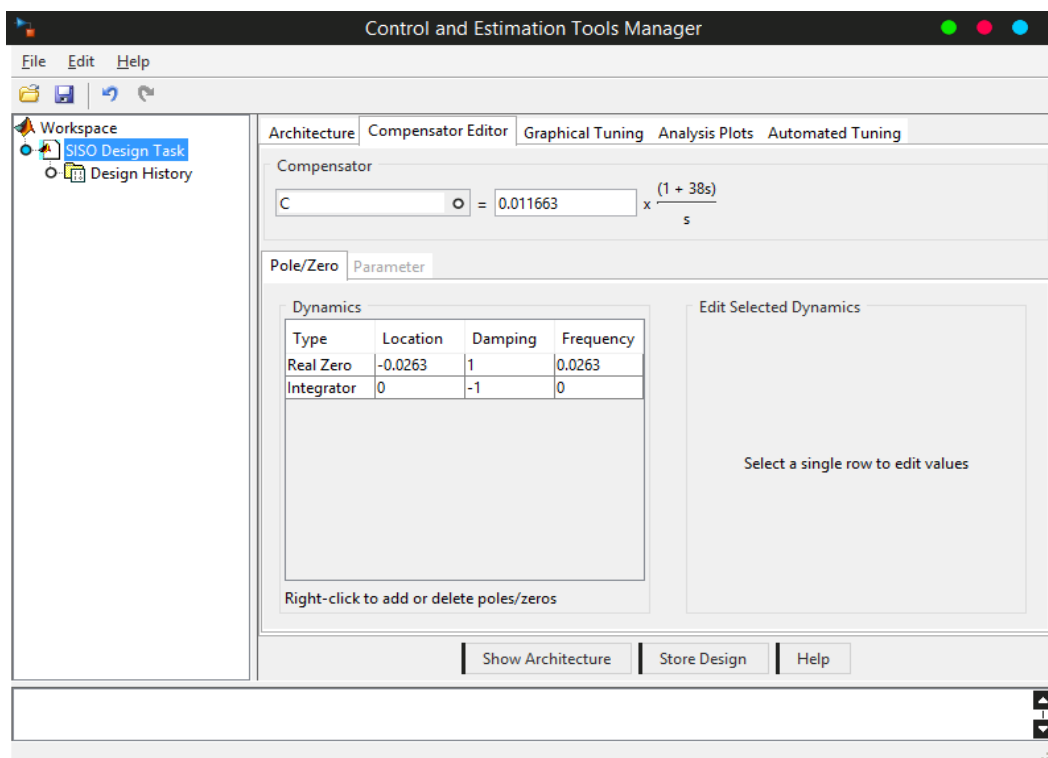


Рис.2.13 а,б. Налаштування регулятора.

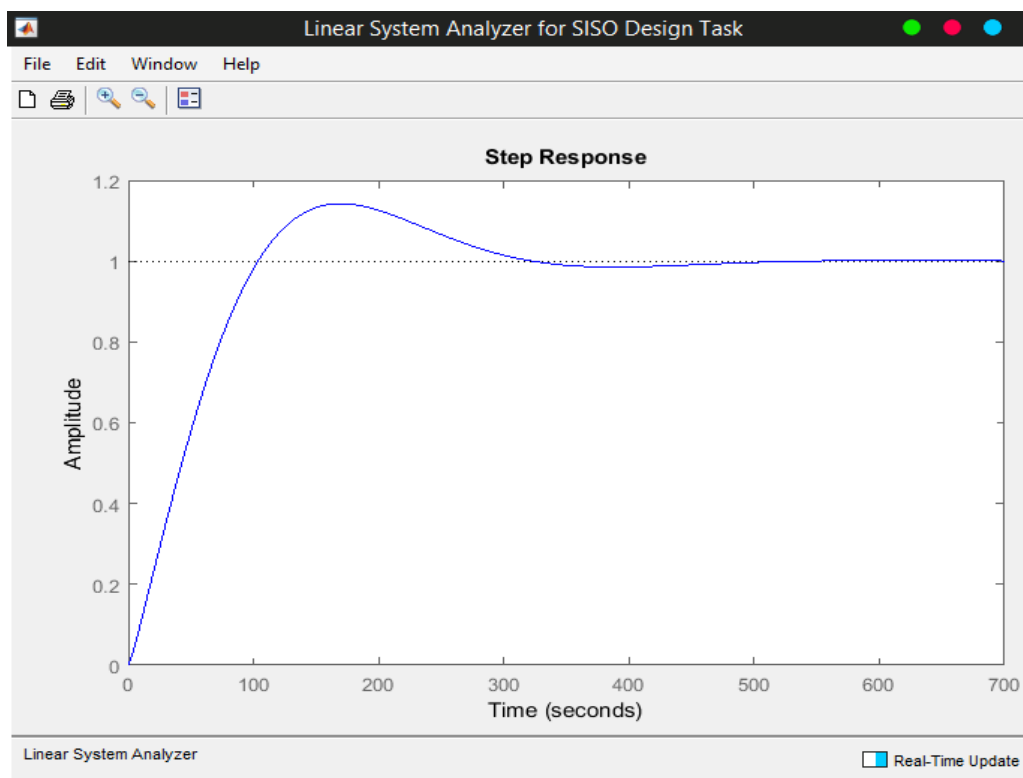


Рис. 2.14 Реакція налаштованої системи на одиничний ступінчатий сигнал за каналом керування  $F_{RV} \rightarrow X_2$

### **Висновок**

Створивши та проаналізувавши математичну модель даного процесу, було розглянуто статичні та динамічні властивості апарату по каналах керування та збурення.

Була проведена настройка регулятора двома способами – методом Ціглера-Нікольса та методом перехідного режиму, та їх порівняння. Результатом порівняння є перевага методу перехідного режиму, при визначенні параметрів настройки ПІ-регулятора. Також проведений синтез системи керування.

Незважаючи на те, що досить велика кількість факторів була спрощена, або зовсім не врахована – ми маємо можливість використати дану математичну модель у навчальних, або у виробничих цілях.

## **3. АНАЛІЗ БАГАТОКОНТУРНИХ СИСТЕМ РЕГУЛЮВАННЯ ПРИ АВТОМАТИЗАЦІЇ ПРОЦЕСУ ПОПЕРЕДНЬОГО ОЧИЩЕННЯ СОКУ ЦУКРОВОГО БУРЯКА У ВИРОБНИЦТВІ ЦУКРУ**

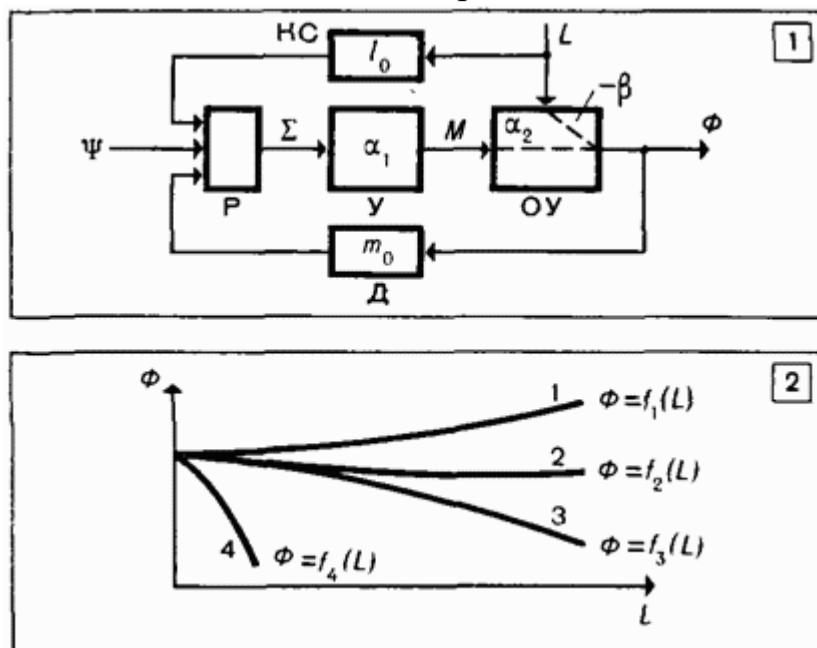
### **3.1 Комбіновані автоматичні системи керування**

Система управління, яка називається комбінованою, - це система автоматичного керування, яка складається зі з'єднаних систем управління та контролю за процесом. Стале значення керованого параметра зберігається за рахунок впливу на нього по збуренню. У системах з таким керуванням контролер, зазвичай, розпочинає діяти відразу ж після збурюючого впливу до часу зміни контрольованого параметра, і змінений сигнал йде на вхід контролера. Також створюється вплив, який залежить від збурення.

У комбінованих автоматичних системах управління (КСАР), принципи керування по відхиленню і помилці використовуються одночасно. У комбінованих системах головне управління здійснюються розімкненими

контурами по головному збуренню, і система управління по відхиленню усуває похибку компенсації.

Перевагою комбінованих систем є високоякісне рішення для завдань динаміки і точності. При відповідній установці параметрів замкнутого і розімкненого контурів, можна забезпечити високу якість перехідного процесу з необхідним статичним режимом. Відповідний вибір параметрів комбінованої системи допоможе досягти інваріантності автоматичних систем.



Зображення 3.1 -. Приклад схеми КСАР

На малюнку 3.1 показаний приклад типової схеми комбінованої системи .

КС – зв’язок збурення; ОУ – керований об’єкт; Р - контролер; Д - датчик; У - підсилювач;

Збурення в нашій системі це витрата соку цукрового буряка та його температура. Витрата соку впливає на час перебування усієї суміші в переддефекторі, тому що основна речовина, що приймає участь у процесі – це сік цукрового буряка.

При нестачі і в довгостроковій перспективі збільшення часу перебування рідини в апараті є такі нюанси:

- збільшення кількості осаду у області переддефектору, що може заважати основному потоку;
- велика ймовірність випадання у осад вже після апарату, що може бути причиною засмічення транспортної системи усього циклу очистки;

- зниження температури рідини в апараті, що надходить, що призводить до зниження швидкості реакції коагуляції що призводить до збільшення загального часу очищення;

- Через усі ці причини, у даній схемі, використана система повторного очищення соку цукрового буряка та лінії додаткових виробництв.

Таким чином, при очищенні соку цукрового буряка присутні повернення соків різних стадій очистки і введені нові виробничі лінії. При нестачі дифузійного соку до апарату попередньої очистки вільне місце у апараті заповнюється соками першої та другої сатурації, а також суспензій соків після першої та другої сатурації, в тому числі відфільтровані частинки цих соків.

У комбінованих системах, які поєднують в собі замкнутий контур керування з додатковим впливом, використовують динамічний компенсатор, який вводить імпульс по збуренню. Саме тому у більшості випадків застосовується типовий електронний потенціометр зі статичною компенсацією для контролю різних процесів. Динамічні компенсатори найкраще підходять для вивчення швидких процесів.

В теорії, кожен контур керування за збуренням повинен мати свій власний компенсатор. На практиці ж, використання динамічного компенсатора необхідно лише для регулювання витрати, в якому параметр змінювався б швидко. Якщо регулювання не може забезпечити необхідний рівень якості регулювання об'єктом, або якщо необхідно уникнути перехресних зв'язків в об'єкті, маємо використовувати пов'язані регулятори. Пов'язаний контролер включає в себе динамічний компенсатор.

При очистці дифузійного соку необхідно точно регулювати витрати соку і вапна так, щоб підтримувати співвідношення кількості вапна і соку цукрового буряка, тому ми можемо включити у контур динамічний компенсатор. У випадку, якщо необхідне співвідношення не підтримується по різних причинах, в результаті отримується менше цукру.

### **3.2 Системи з каскадним регулюванням**

Каскадна система управління - це система, в якій контролер процесу не контролює роботу клапана безпосередньо, але регулює роботу другого регулятора, який є проміжною ланкою. Головним регулятором виходу зазвичай є вхід зворотного зв'язку регулятора. Оскільки вхідний контролер не має власного процесу, він, як правило, не може швидко ввести поправку по похибці.

Інакше, каскадний контроль - це керування, в якому підключено більше одного контуру керування так, що вихід одного регулятора регулює налаштування іншого регулятора.

Для процесів, що мають характеристики запізнення (наприклад, рН на виході апарату), регулятор каскадної системи може раніше виявити невідповідності в процесі і тим самим скоротити час, необхідний для усунення невідповідностей. Можна сказати, що контур керування "розділяє" затримку і зменшує вплив обурення на процес.

У каскадній системі керування використовується більш ніж один вимірюючий елемент, і регулятор отримує більше одного вхідного сигналу. Отже, каскадна система управління - це система багатоконтурного керування.

Приклад каскадної системи автоматизованої системи регулювання, розроблений в середовищі Simulink, показаний на рисунку 3.2.1

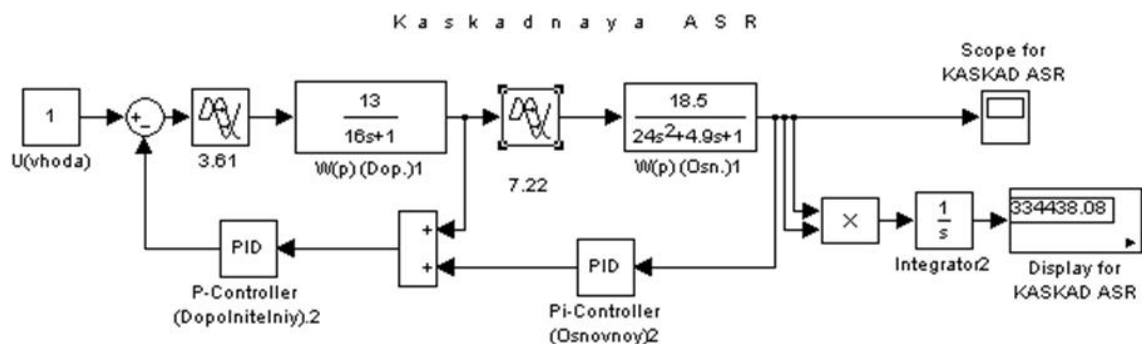


Рисунок 3.2.1 Каскадна АСР

### 3.3 Керування рН ПІД-регулятором

Важливим показником якості очистки соку цукрового буряка є лужність. При значенні рН від 10,7 до 11,3, умови для максимально широкого видалення будь-якого сміття, що має бути видалені на стадії очистки досягаються. У пропозиціях щодо поліпшення контролю значення рН з соку каскадна система управління була введена на основі ПІД-регулятора. Теоретично, зворотній зв'язок може зменшити контрольну похибку до мінімуму.

Метою ПІД-контролера є підтримка певного значення  $x_0$  заданої величини  $x$  шляхом зміни іншого значення  $u$ . Параметр  $x_0$  називають заданим значенням, а різницю  $(x_0 - x) = e$  - помилкою управління, невідповідністю а також відхиленням величини від заданого значення. Наступні формули застосовуються якщо система стаціонарна і лінійна, що майже неможливо у практиці.

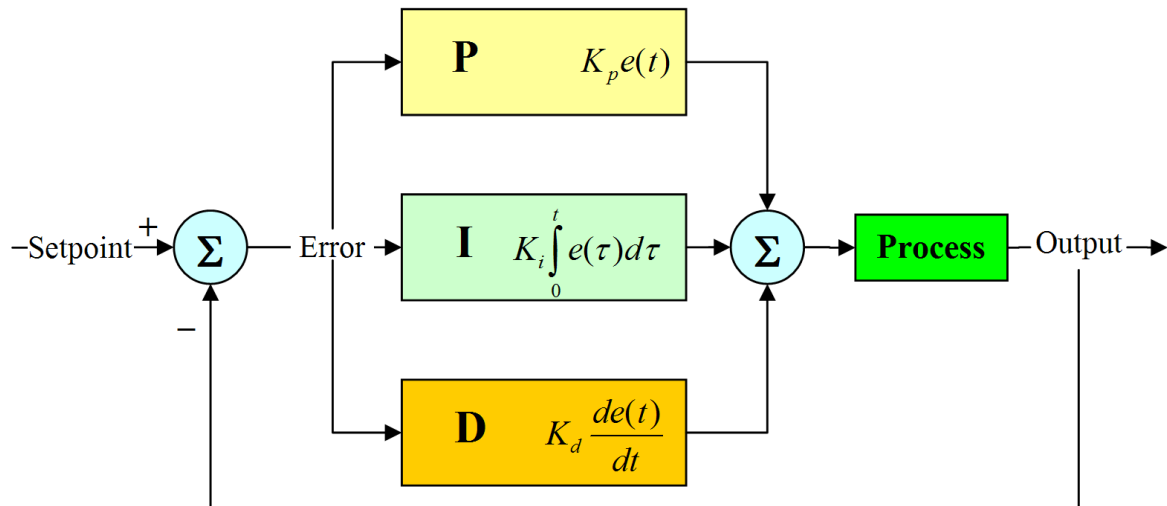
Вихід контролера  $u$  визначається такими трьома компонентами:

$$u(t) = P + I + D = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(\tau) d\tau + K_d \frac{de(t)}{dt} \quad (3.3.1)$$

де:

- $u(t)$  – власне сама функція;
- $P$  – пропорційний елемент;
- $I$  – невід'ємна складова;
- $D$  – диференціальний елемент;
- $e(t)$  – помилка;
- $K_p$  – коефіцієнт пропорційності;
- $K_i$  – коефіцієнт інтегральності;
- $K_d$  – коефіцієнт диференціальності;

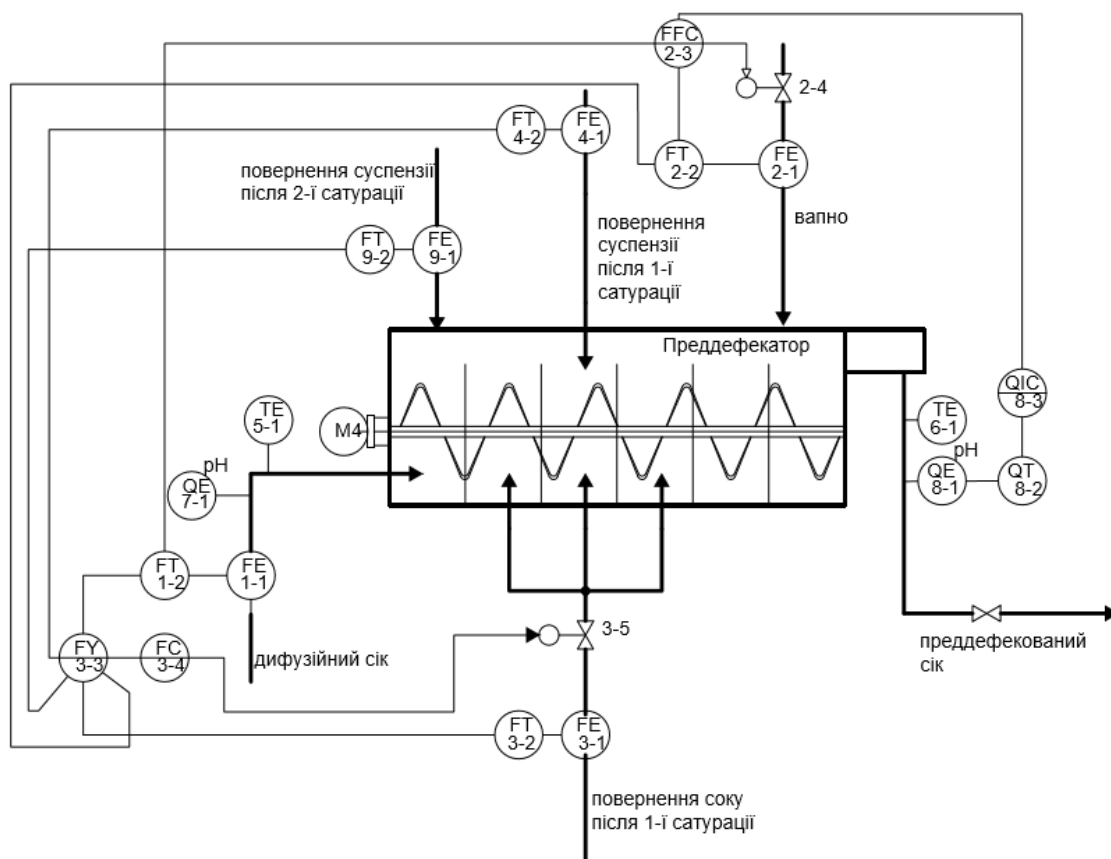
Схема з варіативною конфігурацією ПІД-регулятора вказана на рисунку 3.3.1.



Малюнок 3.3.1. Блок-схема ПІД-регулятора

### 3.4 Модернізація схеми автоматизації апарату попередньої очистки дифузійного соку за допомогою багатоконтурних систем

Для керування лужності соку цукрового буряка в цій роботі впроваджено каскадну систему керування. За головну керовану величину приймаємо рН суміші на виході з апарату, яку регулюють за допомогою керування витрати вапна і соку цукрового буряка(внутрішній контур). Спрощена схема управління показана на малюнку 3.4.



Малюнок 3.4 - спрощена схема керування витратою вапна з корекцією по значенню рН на виході з апарату

Витрата соку  $F_s$  є основним потоком, що визначає проходження процесу. Щоб змінити рН на виході з апарату, необхідно змінити співвідношення витрати соку і вапна. Для того, щоб підтримувати заданий час процесу  $\tau$ , запропоновано розподілити сумарну витрату між соками  $F_s$ , розчином вапна  $F_{rv}$  і соками витрат повернень  $F_{pss}$ . [8]

У такому випадку, витрата вапна визначається в залежності від витрати соку цукрового буряка, регулятором співвідношення. Вихід рН є керованим каскадною системою, внутрішнім контуром відбувається керування співвідношенням витрат соку цукрового буряка і вапна і складається з чутливих елементів (1-1) і (2-1) та їх перетворювачів стгналу (1-2) і (2-2), регулятора (2-3) та механізму (2-4). Зовнішній контур - регулятор рН, в якому присутній датчик (8-1), перетворювач (8-2) та контролер (8-3).

Загальна тривалість процедури визначається загальним потоком рідин у приладі, соком цукрового буряка (1-2), вапном (2-2), поверненням соку першого насичення (3-2), поверненням суспензії соку після першого і другого насичення (4-2) та (9-2). Стабілізація загальної суми потоків виконується за допомогою зміни витрати соку після першого насичення. Це можливо за допомогою суми



витрат цих потоків у суматорі (3-3) і регулюванню цієї величини регулятором (3-4) через ВМ (3-5) на лінії після першого насичення соку. Керування двигуном мішалки у апараті незалежне.

### 3.5 Опис схеми автоматизації

ФСА процесу очистки соку цукрового буряка включає в себе технологічну лінію очистки 1-го рівня. Після першого етапу частина соку подається до подальшої фільтрації (другої, а в деяких випадках до третьої очистки), в той час як інша частина повертається в апарат попередньої очистки, щоб поліпшити якість процесу, та скорегувати час перебування суміші в апараті.

До того, як сік (28) надходить у апарат попередньої очистки, він нагрівається в теплообміннику до температури від 55 до 60 ° С. Потік дифузійного соку (3-1) контролюється за допомогою затвора (3-3) перед нагрівачем. Витрата теплоагенту (2-1) регулюється (1-3) залежно від температури соку цукрового буряка при вході в апарат попередньої очистки соку (1-1). У переддефектор, разом з вапном (29) подається нефільтрований сік після першого насичення (32) щоб мати вплив на об'єм в апараті, на час процесу та для поліпшення якості процесу. Витрата вапна (4-1) залежить від витрати соку цукрового буряка (3-1) і корекції рН соку (5-1) і управляється електропневматичним позиціонером (5-4). Рециркуляція нефільтрованого соку першого насичення (7-1) керується (7-3) технологом, але якщо він встановлений на автоматичний режим, витрата буде залежати від кількості дифузійного соку і розрахункової витрати розчину вапна до рН.

Продувка - це процес, необхідний для періодичного видалення частини рідини з осадом, який відокремлюється внаслідок реакції. Це робиться, щоб не забруднювати агрегати сміттям та забезпечувати безперервну роботу. Цей процес проводиться періодично, як і в інших пристроях. Кожні 15 хвилин клапан (6-3) відкривається на деякий час. Цей час встановлюється індивідуально оператором. Для керування процесом продувки використовується сигналізатор кінцевих позицій (8-1). Крім того, контролюється температура осаду (6-1).

Після процесу попередньої очистки проводиться замір температури результуючої суміші (9-1), регулюється рівень у апараті очистки (10-1) за допомогою регулювання витрати соку після попередньої очистки (10-2). Після апарата очистки суміш (31) надходить до нагрівача, температура після нього (11-1) регулюється потоком суміші (12-1).

Пристрій гарячої очистки - апарат, майже ідентичний попередньому. Різниця лише у температурі, при якій проходить реакція - якщо температура у холодному апараті - становить близько 55 ° С, то в гарячому апараті - більше 80 °

С. Після гарячого апарату суміш надходить до першого пристрою насичення, який забезпечує сатурацію суміші газом. Газ проходить контроль вмісту діоксиду вуглецю (13-1), і контролюється тиск (14-1) поданням газу до сатураторів (13-3, 15-1). Після сатуратору перевіряють лужність (17-1), а вже після контролю сік надходить до колектору. Інша частина, яка не дійшла до контролю рН, йде насосом (М5) у міру необхідності до апарату попередньої очистки. Після колектору сік поступає на подальший процес очистки.

### **Висновок**

У цьому розділі розглянуто використання багатоконтурних систем для регулювання рН та часу проходження соку процесу очистки.

PID-контролер у каскадній системі найкраще підходить для керування рН тому що має високий показник ефективності в плані усунення похибки регулювання. Це основний фактор, який розглядається для вимог цього процесу. Сконструйована схема управління дозволяє ефективно впливати на рН соку, тобто на основний показник гарного результату.

Внутрішній контур каскадної системи - керування співвідношення витрат соку цукрового буряка та вапна, а зовнішній контур регулює рН результуючої суміші шляхом корегування коефіцієнта співвідношення.

У комбінованих системах для регулювання співвідношень потоків соку цукрового буряка та вапна до входу регулятора надходить сигнал корекції з рН соку, який проходить через динамічний компенсатор.

Внутрішнім контуром у каскадній системі для впливу на час проходження реакції в апараті є контур керування потоками соків повернень, а зовнішнім – керування суми витрати всіх надходячих потоків.

## 4.ОПТИМАЛЬНЕ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ. РОЗРАХУНОК ОПТИМАЛЬНОГО КЕРУВАННЯ ЗІ ЗВОРОТНІМ ЗВ'ЯЗКОМ

### 4.1Вибір необхідного критерію оптимальності

Для того, щоб можна було вирішити задачу оптимального керування процесом необхідно обрати критерій якості, який висуває вимогу підтримання на заданому рівні рН при мінімізації витрати вапна. У цій роботі обрано квадратичний критерій якості, який задовольняє заданій умові:

$$I = \frac{1}{2} \int_0^{t_f} \left( q(X_2 - X_2^{3a0})^2 + rF_{RV}^2 \right) dt \rightarrow \min$$

### 4.2 Виведення умов оптимальності

Ф-ція Гамільтона має вид:

$$H = \frac{1}{2} \left( q(X_2 - X_2^{3a0})^2 + rF_{RV}^2 \right) + \lambda_1 (aX_2(t) + bF_{RV}(t))$$

Умови оптимальності мають наступний вид:

$$\begin{aligned} \lambda_1' &= -\frac{dH}{dX_2} = -q(X_2 - X_2^{3a0}) - \lambda_1 a \\ \lambda_1'(t_f) &= 0 \\ \frac{dH}{dF_{RV}} &= rF_{RV} + b\lambda_1 = 0 \end{aligned}$$

Оптимальне керування по витраті вапна:

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

Прямий час:

$$\begin{aligned} \frac{X_2^{v+1} - X_2^v}{\tau} &= aX_2 + bF_{RV} \\ X_2^{v+1} - X_2^v &= \tau(aX_2 + bF_{RV}) \end{aligned}$$

Зворотній час, спряжена система:

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

$$\lambda_1^v - \lambda_1^{v-1} = \tau(-q(X_2 - X_2^{zad}) - \lambda_1 a)$$

#### 4.3 Розрахування оптимального програмного управління

Для розрахунку оптимального програмного управління необхідно визначитись з алгоритмом:

1. Необхідно розрахувати мат. модель у прямому часі при сталій змінній  $U$ ;
2. У зворотному часі розрахуємо спряжену систему;
3. Необхідно розрахувати оптимальне керування  $I$ .
4. Повторити дії з першого пункту включно, знаходячи математичну траєкторію переходу. Запам'ятати похідну по часу, як різницю та розрахувати попереднє значення.

Вичислимо оптимальне програмне керування для даного об'єкта. Використаємо пакет прикладних програм MatLab. Так як об'єкт був ідентифікований, перейдемо одразу до розрахунку спряженої системи у зворотному часі:

$$a = -0.83$$

$$b = 6.64$$

$$q = 1$$

$$r = 1$$

$$T = 0.001$$

$$\lambda_{1(s-1)} = \lambda_{1(s)} - T * (-q(x_2(s) - x_2^z) - \lambda_{1(s)} * a)$$

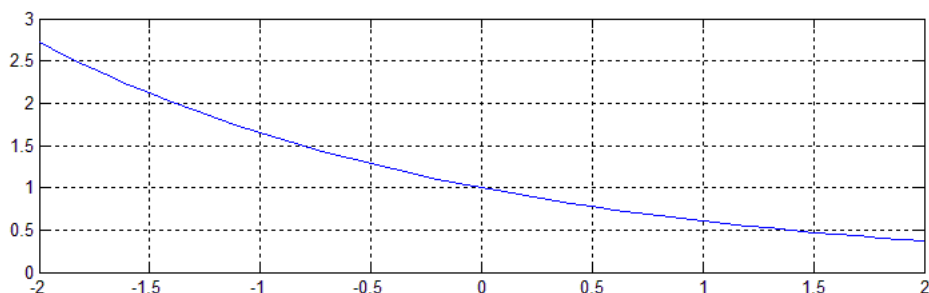


Рис.4.1 –  $\lambda_1$  спряженої системи

Тепер необхідно вирахувати вектор оптимального управління:

$$U(s) = -r \cdot b \cdot \lambda_1(s);$$

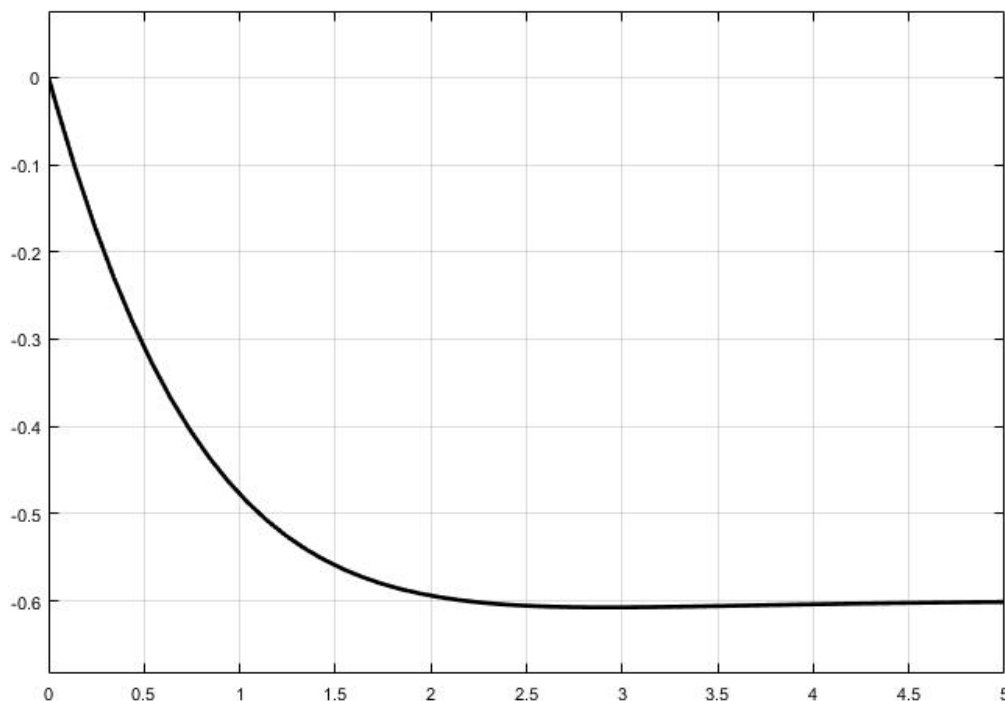


Рис.4.2 – Зображення вектору оптимального керування

#### 4.4 Проектування лінійно-квадратичного оптимального регулятора

На малюнку 4.3 зображено структурну схему контуру управління концентрацією суміші на виході з апарату попередньої очистки дифузійного соку.

Розрахунки оптимального управління виконано у середовищі MatLab.

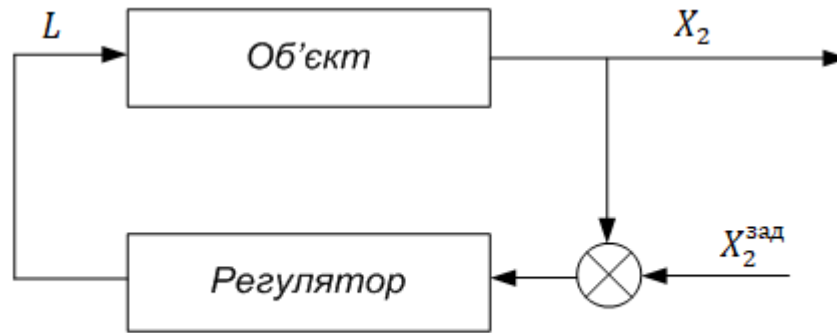
Використовуючи квадратичний критерій якості, необхідно вирахувати оптимальне управління, за умови присутності в контурі зворотного зв'язку.

Лінійний регулятор:

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

де

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



**Рис.4.3– Структурна схема контуру регулювання**

Наведені залежності, формують оптимальний лінійний регулятор з коефіцієнтом підсилення  $K$ . Такий регулятор не тільки намагається мінімізувати критерій на траєкторіях системи, а ще й:

1. Так як коефіцієнт підсилення  $K$  не залежить від  $X$  і від  $U$ , він може бути розрахований не в контурі управління, а для його розрахунку потрібно вирішити рівня Ріккати у зворотному часу.
2.  $P$  прагне вийти на усталене значення, і при  $t \rightarrow \infty$ , а також при матрицях  $Q$ ,  $B$ ,  $A$ ,  $R$  – постійних, його можна розрахувати вирішивши таке рівняння:

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

Це може забезпечити незмінність коефіцієнту підсилення  $K$ ;

3. У деяких випадках, прямі обмеження замінюються на величину керуючих дій за допомогою квадратичного зваження, що дозволить вирахувати оптимальний закон зворотного зв'язку.

Незважаючи на це, встановлення дуже великих матриць  $R$  призводить до нерівності кінцевого стану і заданого, а занадто малих - викликає дуже великі  $U$ -значення. Основним обмеженням є вимоги позитивного визначення  $R$  і неможливість створити явні обмеження на  $X$ ,  $U$ .

4. Виводячи загальний критерій якості, маємо:

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

В ньому враховані зв'язки між станом та керуванням, що дозволяє вказати, що регулятор визначається з коефіцієнтом підсилення:

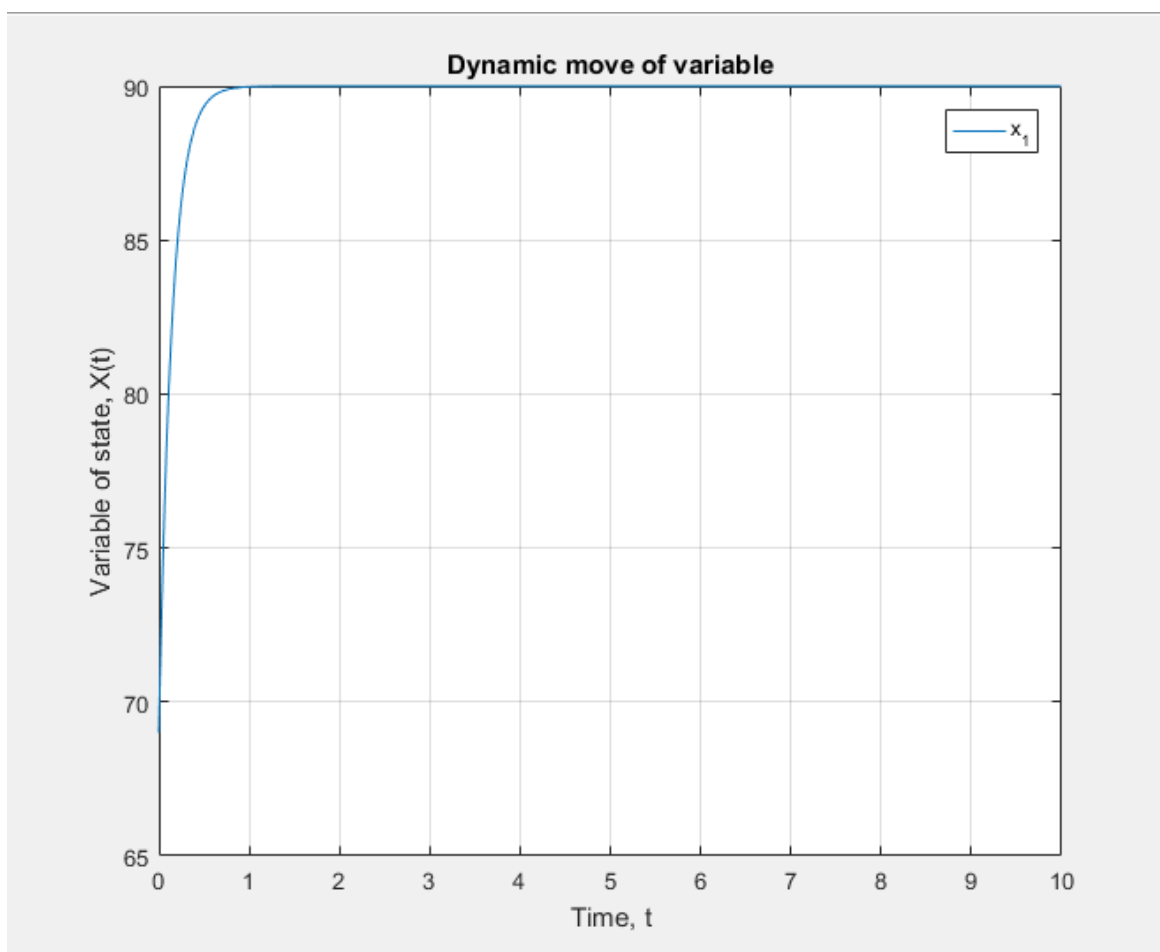
$$K = R^{-1}(B^T P - N^T).$$

Необхідно пам'ятати, що існують деякі вимоги до існування лінійно-квадратичного регулятора:

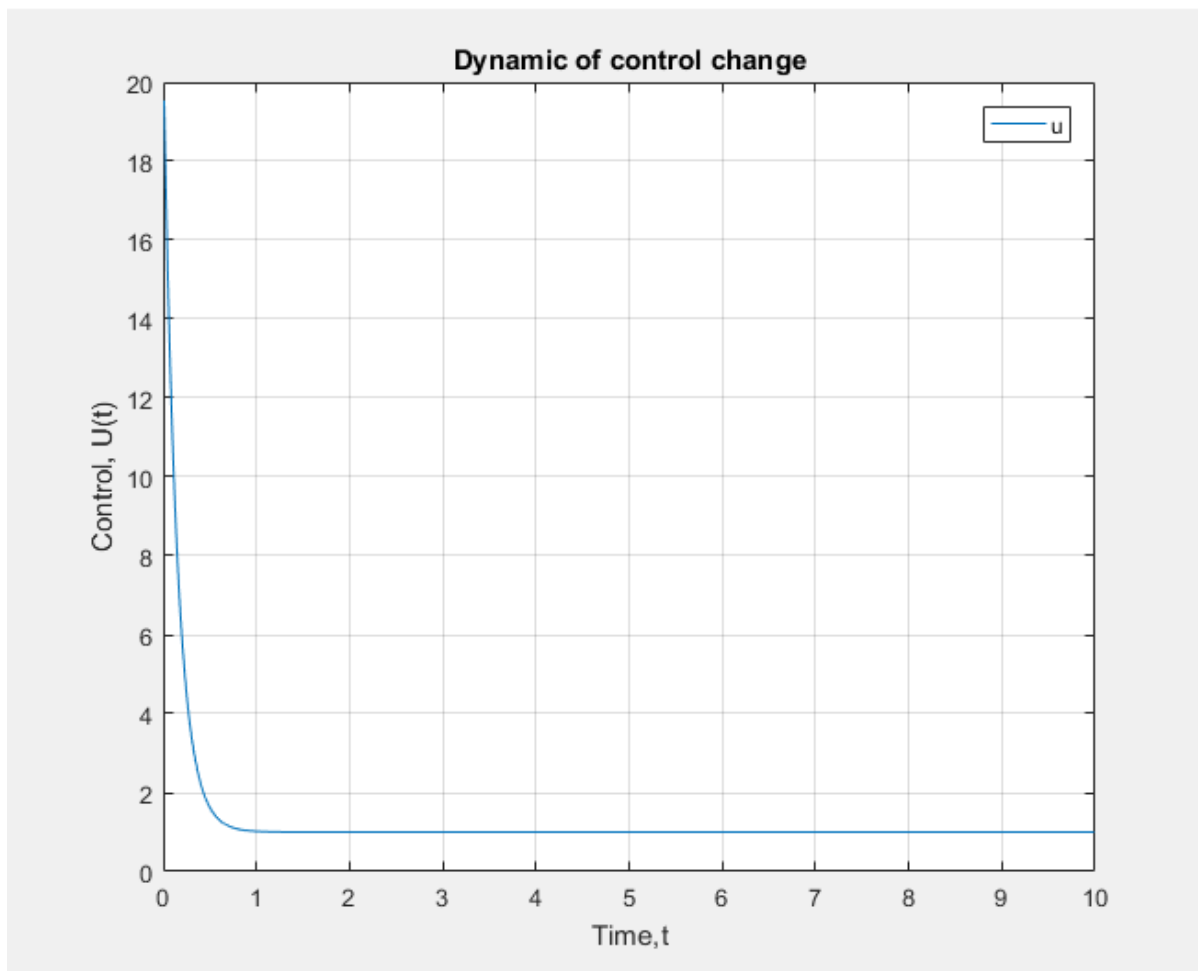
1. Матриці  $A$  та  $B$  повинні бути повністю керованими;

2. Нерівності виду:  $R > 0$ ,  $Q - NR^{-1}N^T \geq 0$  мають бути чинними;
3. Матриці  $A - BR^{-1}N^T$  та  $Q - NR^{-1}N^T$  не можуть мати на дійсній осі спостережувані моди з власними значеннями.

Необхідно зазначити, що в практиці реалізування алгоритмів оптимального регулювання доволі часто неможливо отримати оптимальні точні властивості оптимізації. В основному це пов'язано з тим, що при створенні математичної моделі процесу управління, моделі, як правило, наближені або апроксимуючі, що враховують домінуючі основні відносини і в той же час відхиляються від реальних. У реальній практиці помилка алгоритмів оптимізації може збільшуватися, що призводить до нестабільності алгоритмів оптимізації. Феномен нестабільності алгоритмів оптимізації пов'язаний з рівнянням Ріккати, рішення якого губить властивість симетрії [7]. Лістинг коду розрахунку оптимального лінійно-квадратичного регулятора, створений у середовищі MatLab, наданий у додатку 1.



**Рис.4.4** – Лінійно-квадратичний регулятор: динаміка змінної стану



**Рис.4.5** – Лінійно квадратичний регулятор: динаміка змінної керування

#### **4.5 Створення оптимального лінійно квадратичного регулятора з інтегральною складовою**

Використаємо програмне середовище MatLab для вирахування оптимального управління з інтегральною складовою та зворотнім зв'язком.

Зазначимо, що завдання синтезу оптимального управління у квадратичній величині закону управління для лінійної системи, повинен мати розв'язки у виді лінійних регуляторів. Ці регулятори можуть привести до нуля з часом вплив на вихід об'єкту керування, при ненульових початкових умовах, або недовгих імпульсних впливів. Проте при постійних або повільних вхідних впливів, ці регулятори не зможуть зберегти рівність нулю відхилення керуючих величин від заданих. Тому, досягти цієї вимоги, закон управління має мати більше, ніж одну

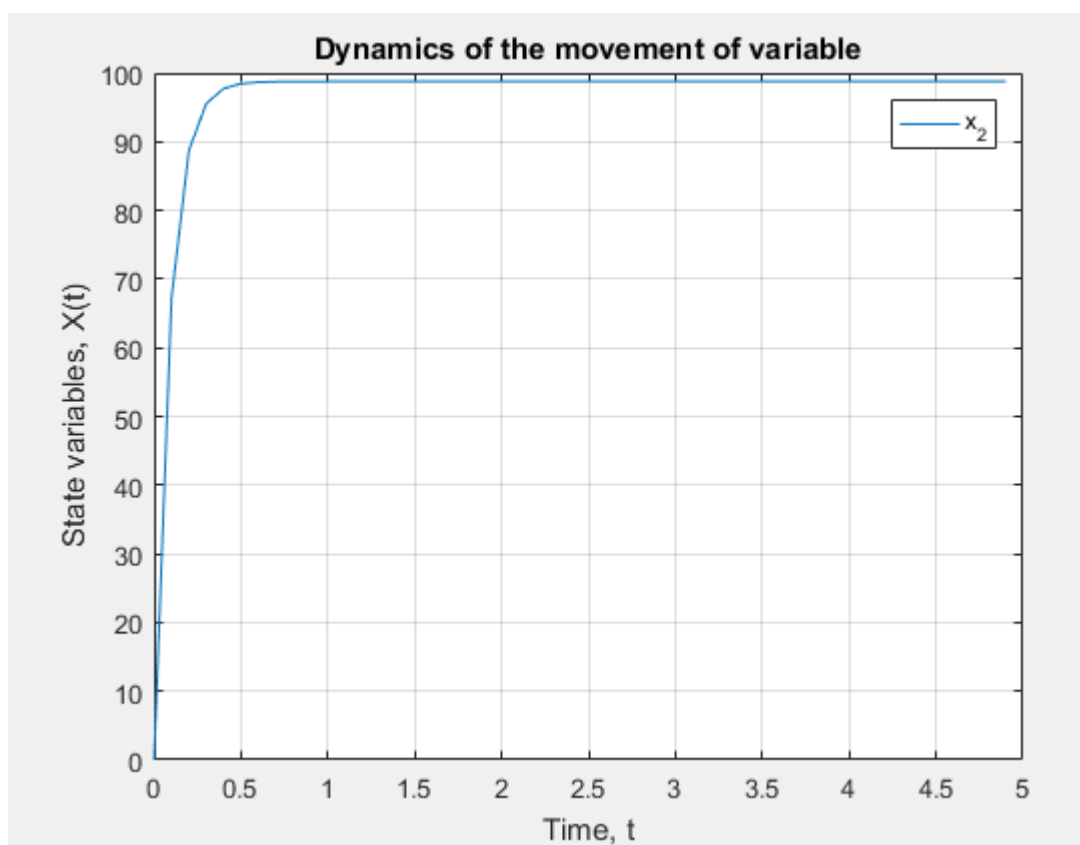


складову, в яких як мінімум одна залежить від стану, а інша – від інтеграла стану [7].

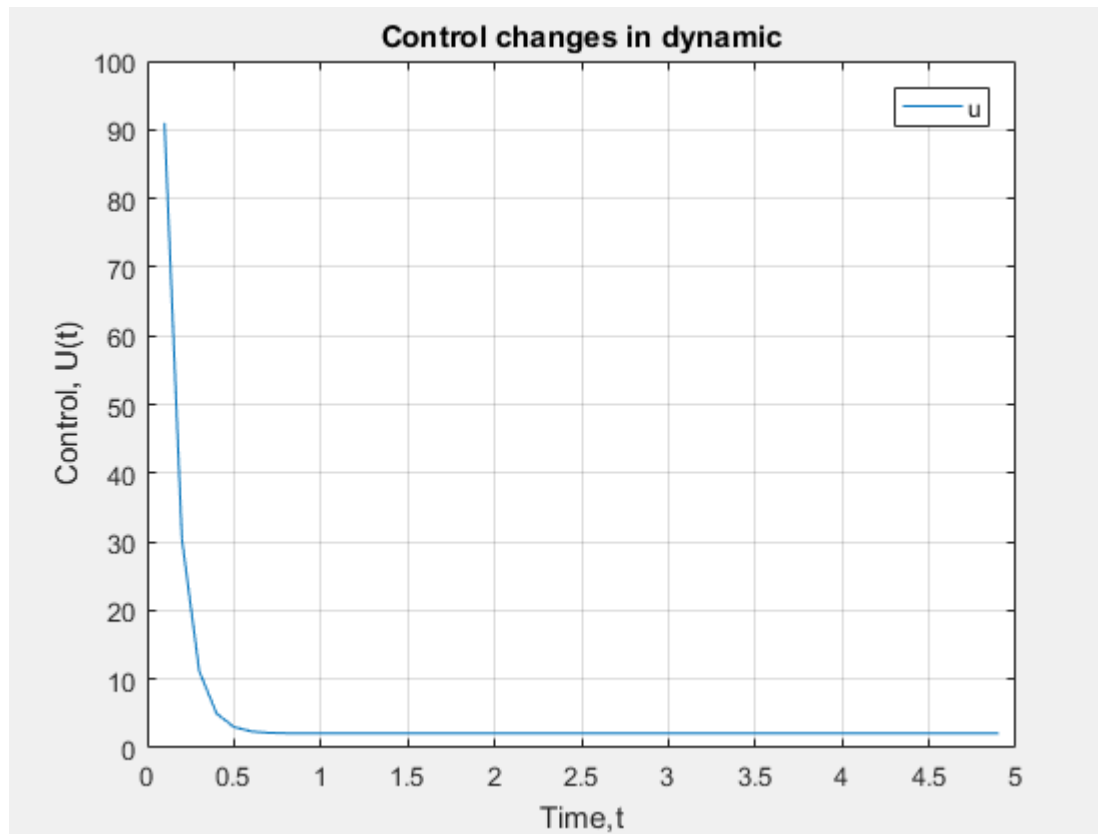
Лінійний оптимальний регулятор, у порівнянні із інтегральним законом  $\Pi$ -регулятора, у результатах моделювання має перевагу перед  $\Pi$ -регулятором. Це зв'язано зі значним пере регулюванням  $\Pi$ -регулятора, у той час як оптимальний регулятор не має впливу збурення.

Саме через це, необхідно переглянути і змінити постановку задачі так, щоб управління отримало інтегральну складову, яка зможе знизити похибку по керуванню.

Лістинг коду розробки оптимального лінійно квадратичного регулятора з інтегральною складовою, створений у середовищі MatLab, наданий у додатку 2.



**Рис.4.6**– Інтегральна складова у лінійно квадратичному регуляторі: динаміка змінної стану



**Рис.4.7**– Інтегральна складова у лінійно квадратичному регуляторі: динаміка змінної керування

#### 4.6 УПРАВЛІННЯ ПРИ ОБМЕЖЕННІ НА КЕРУВАННЯ З МІНІМАЛЬНИМ ЧАСОМ

Скористаємось теоремою про N інтервали переключення, щоб визначити управління з мінімальним часом, а також знайти час переключення.

Критерій оптимальності має вид:

$$I = \frac{1}{2} S_{11} [X_2(t_f) - X_2^{zad}]^2 + t_f$$

Необхідно обмежити керування  $F_{RV}$ :

$$\begin{aligned} F_{RV_{min}} &\leq F_{RV} \leq F_{RV_{max}} \\ F_{RV_{max}} - F_{RV} &\geq 0 \\ F_{RV} - F_{RV_{min}} &\geq 0 \end{aligned}$$

Отже, маємо наступний критерій:

$$\begin{aligned} I &= \frac{1}{2} S_{11} [X_{RV}(t_f) - X_2^{zad}]^2 + t_f + \\ &+ \int [Q(F_{RV_{max}} - F_{RV})(F_{RV} - F_{RV_{min}})H(g_1 g_2)] dt \end{aligned}$$

Функція Гамільтона приймає наступний вигляд:

$$H = Q(F_{RV_{max}} - F_{RV})(F_{RV} - F_{RV_{min}})H(g_1 g_2) + \lambda_1(aX_2 + bF_{RV})$$

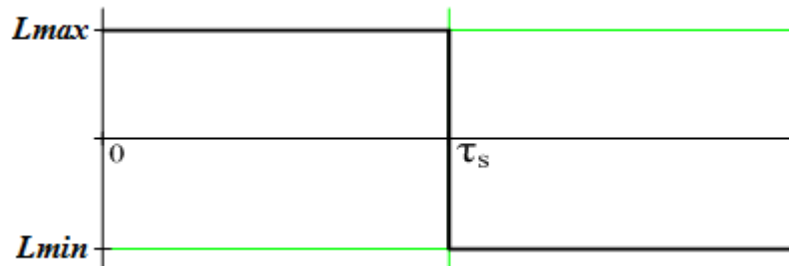
Умови оптимальності:

$$\lambda_1' = -\frac{\partial H}{\partial X_2} = -\lambda_1 a$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial H}{\partial F_{RV}} &= -2QF_{RV}H(g_1 g_2) + QF_{RV_{max}}H(g_1 g_2) + QF_{RV_{min}}H(g_1 g_2) + \lambda_1 b \\ \lambda_1(t_f) &= S_{11}(X_2(t_f) - X_2^{zad}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial I}{\partial t_f} &= 1 + S_{11}(X_2(t_f) - X_2^{zad})X_2'(t_f) + \\ &+ Q(F_{RV_{max}} - F_{RV})(F_{RV} - F_{RV_{min}})H(g_1 g_2) = 0 \end{aligned}$$

Необхідно також знайти час переключення  $\tau_s$ , та побудувати графік переключення.



**Рис.4.8** – Загальний графік лінії переключення

За наступною формулою розрахуємо час переключення:

$$\tau_s = -\frac{\lambda_2(t_f)}{\lambda_1(t_f)} = -\frac{S_{22}(X_2(t_f) - X_2^{sad})}{1}.$$

Лінія переключення керування буде мати вид:

$$\zeta(\tau) = \int_0^r e^{-A(\tau-p)} b \operatorname{sign}[\lambda^T(t_f) e^{Apb}] dt$$

Де  $[\lambda^T(t_f) e^{Apb}] = 0$  - точка переключення.

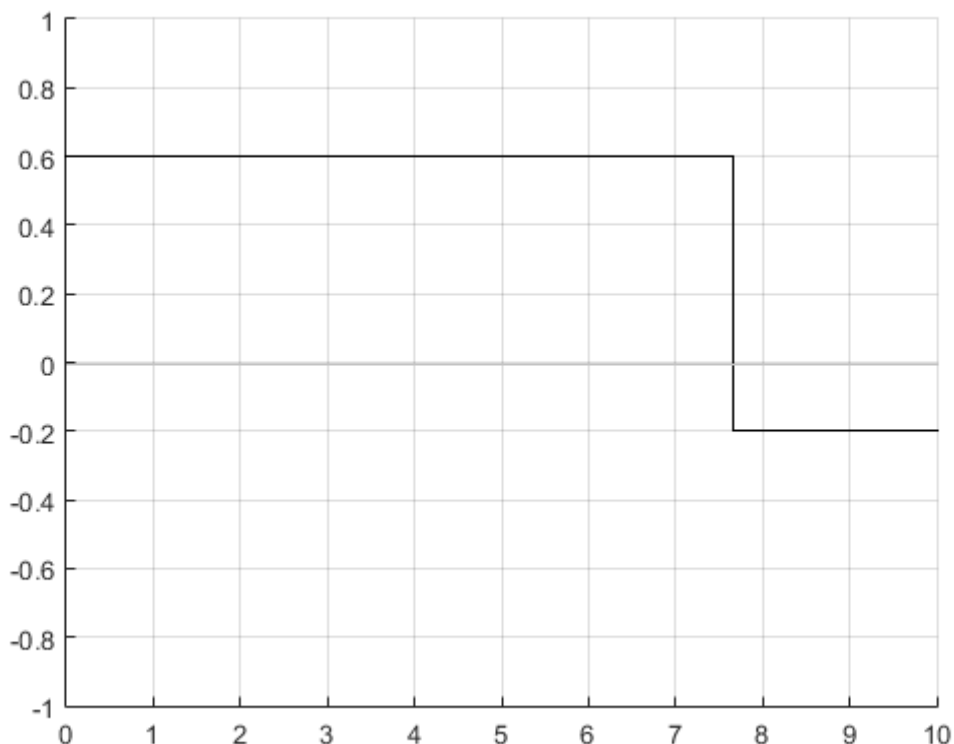
Розрахуємо час переключення та лінії переключення і побудуємо графік (рис. 5.9).

$$S_{11} = 0.0001$$

$$S_{22} = 0.0001$$

$$Q = 1$$

$$N = 10$$



**Рис.4.9**– Графік лінії переключення

В результаті виконання програми було отримано, що час переключення повинен становити 7.55.

*Після визначеного часу система не вийшла на заданий рівень, тому переключення необхідно змінити, розрахувавши спряжену систему.*

*У момент переключення змінні мали такі значення:*

$$Y_2 = 0.48 \%$$

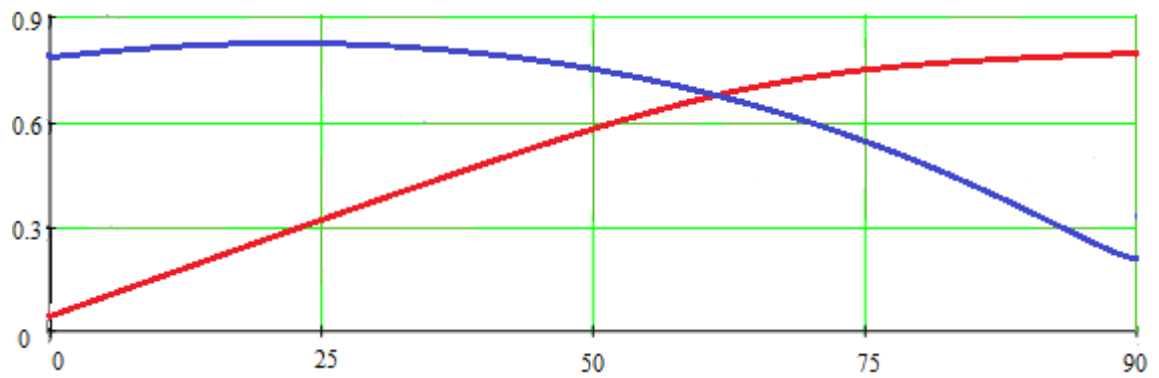
$$X_2 = 0.52 \%$$

Після розрахунку спряженої системи, змінні стану вийшли на заданий рівень:

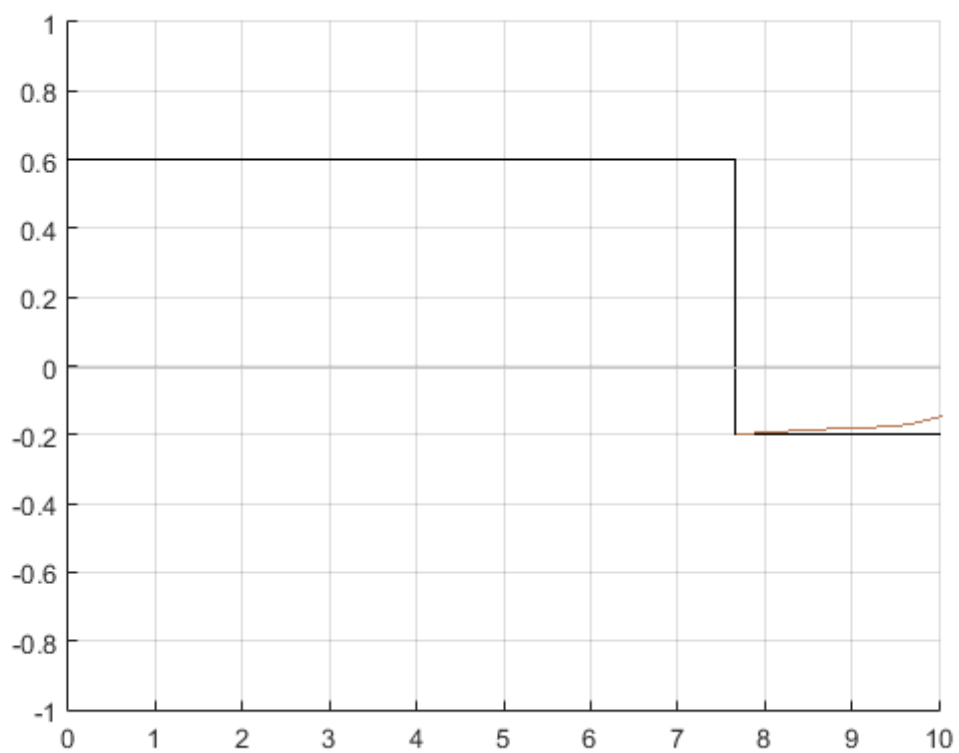
$$Y_2 = 0.2 \%$$

$$X_2 = 0.8 \%$$

Графіки змінних стану представлені на рисунку 4.10.



**Рис.4.10**– Графік зміни змінних стану після переключення  
Кінцева лінія переключення зображена на рисунку 4.11.



**Рис.4.11**– Графіки ліній переключення без розрахунку спряженої системи (1)  
і з розрахунком спряженої системи (2)

## 5. СТАРТАП-ПРОЕКТ

### 5.1 Опис ідеї стартап-проекту

Цукор - один з найпопулярніших продуктів в світі. Як правило, цукор використовується як добавка у різні страви, а не як самостійний продукт. Людина вживає цукор практично у кожній страві, якщо вона не відмовилась від його вживання навмисно. Цукор, як продукт харчування, потрапив до Європи приблизно 150 років тому. Він був недоступний більшості населення, через малу кількість і високу ціну. Він продавався у аптеках.

Спочатку цукор виготовлювався з цукрового бамбуку, який у своїх стеблах містить великий вміст солодкого соку, придатний для виробництва пісочного цукру. Набагато пізніше цукор почали виготовлювати з цукрового буряку. На даний момент, 40% від цукру в світі виготовлюється з буряків, та 60% - з цукрового бамбуку. Цукор містить чисту сахарозу, яка може швидко розпастися в організмі людини у глюкозу та фруктозу, який організм людини приймає миттєво, тому цукор – невід’ємне, у повсякденному житті, джерело енергії.

Загалом, цукор - це просто очищений вуглевод. Він не має біологічної цінності за винятком калорій: 100 г цукру містять 374 ккал.

Цукор, або по іншому – сахароза швидко розщеплюється у шлунковому тракті, та швидко потрапляє до крові. Одним з компонентів сахарози є глюкоза, роль якої в організмі важко переоцінити. Глюкоза підтримує печінку, тому при отруєнні і деяких захворюваннях печінки саме глюкозу використовують у лікуванні.

Згідно з останніми дослідженнями польських вчених, цукор сприяє на кровообіг у головному і спинному мозку, а відмова від цукру може призвести до склеротичних змін. Крім того, цукор допомагає запобігати утворенню бляшок в кровоносних судинах, що може призвести до тромбозу, а також

допомагає налаштувати роботу селезінки. Це дослідження прямо відкидає стереотипи про шкodu цукру. Було науково доведено, що людський організм без цукру і глюкози не може існувати без серйозних наслідків для організму. Наприклад, артрит, який рідко зустрічається у людей, що вживають цукор, на відміну від людей, що відмовилися від десертів.

Технологія виробництва цукру в міру складна, вона складається з декількох послідовних етапів: Варка бурякової стружки у дифузійному апараті, очистка отриманого соку, фільтрація соку після очистки, та його випарювання.

#### Підготовка та обробка

До того, як буряк потрапить до подрібнювача, буряк проходить обробку. Буряк очищається мийкою у теплій воді, або на змішувальних конвеєрах, що проходять через сильні струміни води та барабани для розтирання (для видалення більшої кількості сміття). На цій стадії буряк чистий і готовий до обробки.

Після нарізання буряку на стружку, ця стружка подається у апарат дифузійної варки, де гаряча вода та буряк подаються протитечії на зустріч один одному. Після цього етапу, готовий дифузійний сік відправляються на очищення.

Дифузійний сік має зазвичай темно-зелений колір, кислотний та мутний. Процес очищення (або по іншому дефекосатурація) призначена для видалення як розчинних, так і нерозчинних домішок (таких як пісок, ґрунт), які не були вилучені за допомогою попереднього очищення буряків. Процес використовує вапно і тепло, як розчинні агенти. Розчин вапна надає необхідну лужність соку, утворюючи нерозчинні солі вапна та інших домішок.

Після очищення дифузійний сік піддається випаровуванню, щоб видалити більшу частину води. У цьому процесі чотири вакуум-кип'ячі середовища розташовуються послідовно, так, що кожний наступний апарат має менший тиск. Таким чином, пара з одного тіла може закип'ятити сік у наступному, - це метод, що називається багатофазним випаровуванням. Далі сироп вакуумно

кристалізується для утворення кристалів цукру. Решту рідини видаляють шляхом центрифугування та сушіння, а цукор упаковується.

Ідея мого стартап-проекту полягає у створенні web-додатку, що дозволить при заданих параметрах якості початкової сировини, конфігурації ключових промислових можливостей підприємства розрахувати приблизний вихід готової сировини, масу готового продукту на одиницю часу, кількість відходів виробництва, та можливість отримання попутних продуктів, а також приблизні параметри обробки у процесі(кількість необхідної речовини для обробки).

Таблиця 5.1 – Опис ідеї стартап-проекту

<i>Напрямки застосування</i>	<i>Вигоди для користувача</i>
Моделювання процесу виробництва цукру	Прогнозування можливих витрат, прибутку

## 5.2. Визначення характеристик проекту

Web-додаток має виконувати наступні функції:

- 1) Введення та зберігання інформації про ключові параметри процесу, такі як потужність заводу – тобто максимально можлива кількість готової продукції у певний період часу; або, максимальна транспортна загрузка на лінії виробництва.
- 2) Мати зрозумілий інтерфейс, щоб користувач інтуїтивно розумів, які дані йому необхідно ввести, щоб отримати необхідну йому інформацію;
- 3) Створення інформації щодо можливості модифікації деяких параметрів, щоб покращити потужність всього комплексу.



### 5.3. Аудит динаміки та основних тенденцій ринку виробництва цукру

Важливою складовою ефективного розвитку підприємств з виробництва цукру є раціональний та правильний аналіз кон'юнктури ринку, зображення динаміки попиту та пропозиції цукру, аналіз сировинного забезпечення та інших важливих показників розвитку цукрового виробництва є аналіз забезпеченості цукрових заводів країни сировиною – цукровим буряком (кількість валового збору), характеристики обсягів його виробництва, урожайності, площі посіву. Зазначимо, що протягом останніх років обсяг вирощування цукрового буряка значно скоротився, що пояснюється його низькою рентабельністю та високою матеріалоємністю вирощування та збирання, наявністю більш прибуткових та менш затратних сільськогосподарських культур (ріпак, соя, кукурудза, пшениця тощо). Динаміка площ посіву цукрового буряка наведено на рисунку 5.1.

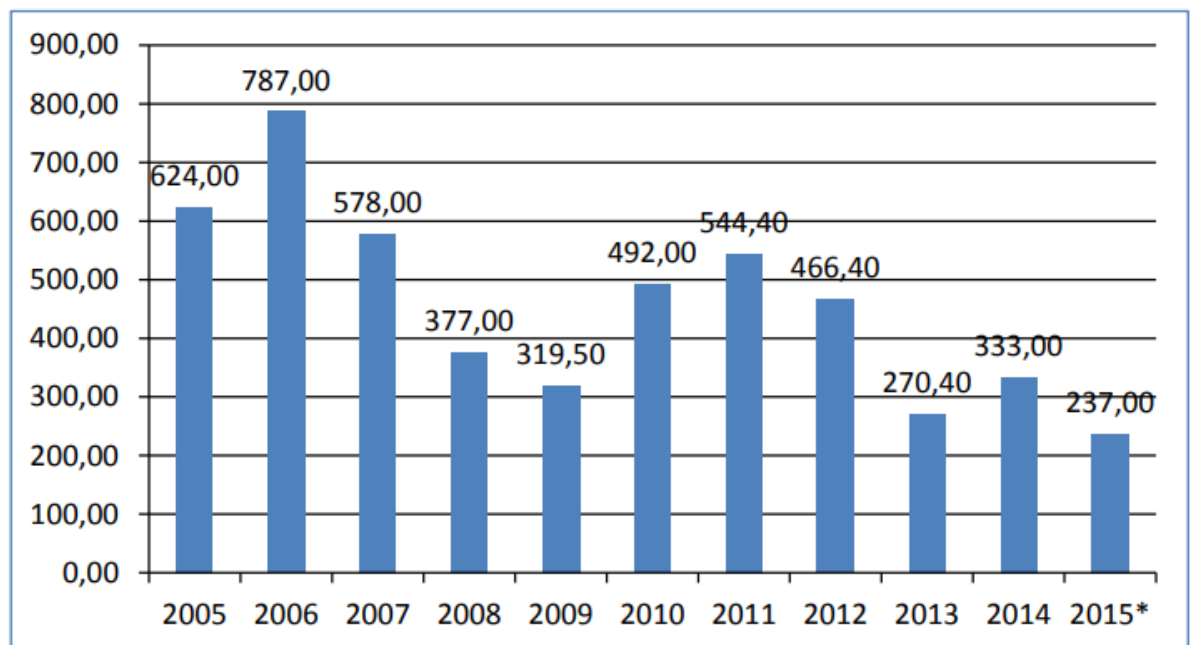


Рис.5.1 Динаміка площі посіву цукрового буряка в Україні

За даними рис. 5.1 видно, що протягом останніх десяти років площа посіву цукрових буряків в Україні зазнає значних коливань. Спостерігається збільшення площі посіву цукросировини у 2006 р. до 787 тис. га, починаючи з 2006 р. і по 2009 р. відбувається поступове скорочення площ посіву до 319,5 тис. га. Період з 2009 р. по 2011 р. характеризується незначним зростання площ посіву, проте з 2011 р. по 2015 р. спостерігається її зменшення. У 2015 р. площа посіву цукрового буряка зменшилася до рекордного значення і становить 237 тис. га. Така ситуація пояснюється низькими закупівельними цінами цукрового буряка, особливо порівняно з його високою трудоємністю виробництва. Площа посіву цукрового буряка має прямий вплив на такі показники, як валовий збір та урожайність цукрового буряку. Щодо валового збору, то його обсяг прямо

залежить від площі посіву і характеризується пропорційними коливаннями (рис. 5.2).

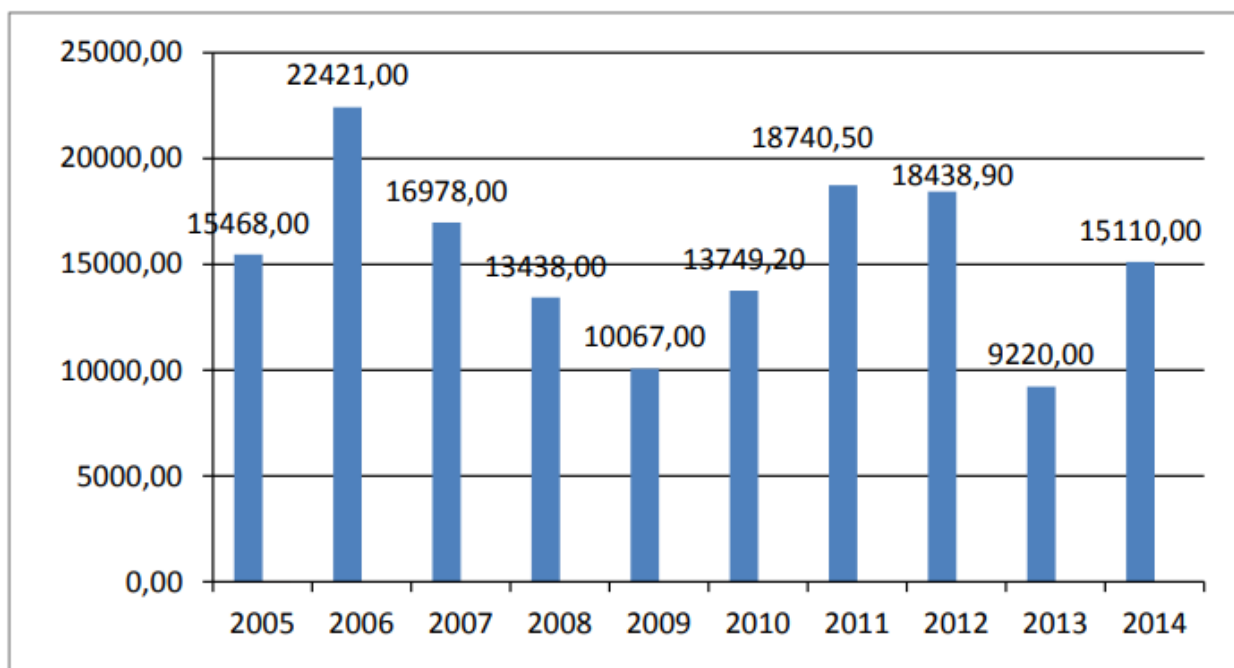


Рис.5.2 Валовий збір цукрового буряку в Україні, тис. тонн

З даних рисунка 5.2 зрозуміло, що валовий збір цукросировини в Україні протягом 2005– 2014 років зазнає коливань. Якщо найбільший валовий збір був у 2006 р. – 22421,0 тис. тонн, то найменший – у 2013 р. – 9220,00 тис. тонн. Проте у 2014 р. його збір збільшився до 1511,0 тис. тонн. Наступним важливим показником аналізу ринку цукру в Україні є аналіз рівня урожайності цукрового буряку, розмір якого прямо впливає на кількість та якість виробленого цукру національними товаровиробниками. Динаміка зміни урожайності цукрового буряку наведена на рисунку 5.3.

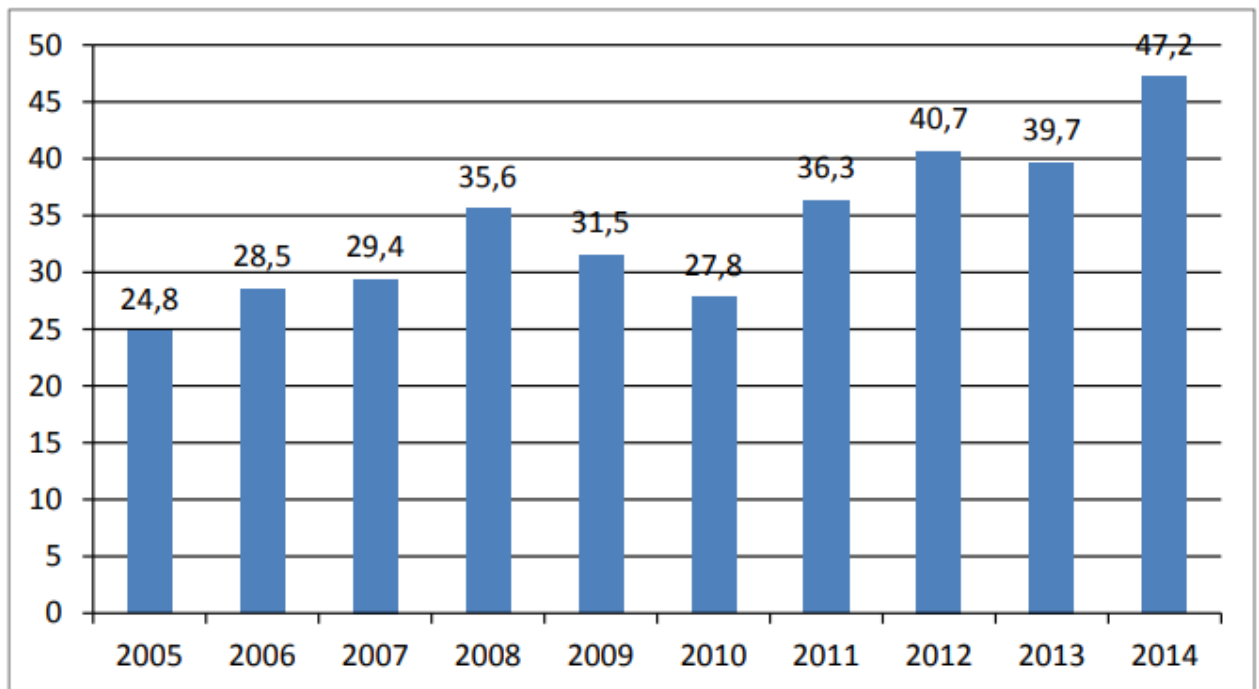


Рис.5.3 Урожайність цукрового буряку в Україні, тис. тонн

Аналіз урожайності цукрового буряку показав періодичну позитивну динаміку до збільшення. Протягом аналізованого періоду, звичайно, відбуваються зменшення урожайності (2009 та 2010 роки, 31,5 та 27,8 т/га відповідно, 39,7т/га у 2013 р.), проте вони не порушують позитивну тенденцію зростання рівня урожайності. Постійне зменшення площі посіву цукрового буряку, звичайно, пояснює пряму залежність зниження урожайності, проте використання засобів захисту рослин, високоякісного насіннєвого матеріалу дає можливість максимально проростити кожен насінину сільськогосподарським підприємствам, які вирощують цукровий буряк.

Всі ці перелічені характеристики, вказують на те, що ринок цукру, незважаючи на зменшення обсягу посіву і збору цукрового буряку в Україні, має тенденції до розвитку – отже, створення такої прикладної програми має свої переваги. Для прикладу, наведемо баланс попиту та пропозиції цукру в Україні:

<b>Показники</b>	<b>2014/2015 маркетинговий рік</b>
Пропозиція продукції	2426
Внутрішнього ринку – всього	2425
залишки на початок періоду	344
власне виробництво	2081
Зовнішнього ринку (імпорт)	1
Попит на продукцію	2426
Внутрішнього ринку – всього*	1684
у т.ч. фонд споживання	1587
інше споживання	97
Зовнішнього ринку (експорт)	110
У ВЕЗ «Крим»	130
Залишки на кінець періоду	502
Споживання на особу, кг за рік	37

Таблиця 5.2 Баланс попиту та пропозиції цукру в Україні за 2014/2015 маркетинговий рік.

#### **5.4. Характеристика потенційних клієнтів**

Ринок виробництва цукру – всесвітній, мається на увазі – дуже широкий. Від використання різних культур у виробництві цукру, до принципових схем виведення цукру – неможливо зробити універсальну програму для вираховування з урахуванням всіх параметрів. Потенційними клієнтами будуть виступати усі представники цукрового виробництва країн колишнього Радянського Союзу, а також деякі країни Середньої Азії. Через встановлений стандарт використання саме цукрового буряку, будемо використовувати лише параметри, можливі для опису цієї рослини.

Таблиця 5.3 – Характеристика  
потенційних клієнтів

№ п/п	Потреба, що формує ринок	Цільова аудиторія (цільові сегменти ринку)	Відмінності у поведінці різних потенційних груп клієнтів	Вимоги споживачів до товару
	Базова потреба, яку задовольняє товар (згідно концепції потенційно го товару)	Визначити потенційні цільові групи клієнтів, що можуть бути зацікавлені у задоволенні означеної потреби	Вписати фактори, Що формують Поведінку клієнта (стандарти, технічні регламенти, інші фактори цінового та нецінового характеру) та особливості купівлі та експлуатації товару	- до продукції - до компанії- постачальника
1	Моделюван ня приблизного виходу товару на одиницю сировини	Харчова промисловість	ДСТУ, ГОСТ	Можливість прогнозу та формування плану виробництва то продажу готового товару

## 5.5. Фактори загроз

Необхідно розуміти, що високої точності вираховування не може бути. Оцінка результатів залежить від статистики, аналізу, та точності введених параметрів користувачем. На виході результату роботи програми ми отримаємо лише приблизну оцінку можливості виходу готової продукції, прогнозування якої залежить від правильності вводу.

Таблиця 5.4 – Фактори загроз

<i>№ n/n</i>	<i>Фактор</i>	<i>Зміст загрози</i>	<i>Можлива реакція компанії</i>
1	Недостатня точність прогнозування	Неправильний аналіз виробництва та якості сировини	Надання допомоги від спеціалісту компанії
2	Невірний ввід параметрів виробництва або якості сировини	Невірні вихідні дані	Консультація спеціаліста

## 5.6. Фактори можливостей

Таблиця 5.5 Фактори можливостей

<i>№ n/ n</i>	<i>Фактор</i>	<i>Зміст можливості</i>	<i>Можлива реакція компанії</i>
1	Новизна ідеї	Задання ринку ПЗ еталону, до якого необхідно рівнятись	Безконкурентна робота
2	Методична модернізація ПЗ	Можливість залишитись на передовій ринку	Збільшення кількості клієнтів, як наслідок, прибутку

## 5.7. Ступеневий аналіз конкуренції на ринку

Таблиця 5.6 – Ступеневий аналіз конкуренції на ринку

<i>Особливості конкурентного середовища</i>	<i>В чому проявляється дана характеристика</i>	<i>Вплив на діяльність підприємства (можливі дії компанії, щоб бути конкурентоспроможною)</i>
1. Тип конкуренції: Монополістична	Ринкова ситуація, за якої відносно велика кількість невеликих виробників пропонують схожу, але не ідентичну продукцію	Формування бази постійних клієнтів, системи підтримки постійних клієнтів
2. За рівнем конкурентної боротьби: національна(у перспективі - міжнародна)	Необхідно знайти компанії, які представляють послуги по комплексній автоматизації даного виробництва, для можливого продажу у цю компанію, або спільної роботи	Знаходження методів зв'язку з іншими компаніями, комунікація
3. За галузевою ознакою: внутрішньогалузева	Дане ПЗ не орієнтовано на інші галузі	На жаль, лише локальна орієнтація на виробництво одного продукту
4. Конкуренція за видами товарів: товарно-видова	Велика кількість можливих варіацій відомих параметрів	Пропонувати введення нових параметрів, щоб після їх розгляду, вирішити про додавання цього параметру до програми



5. За характером переваг: Нецінова	Основний акцент на підтримку роботи ПЗ та клієнтів	Створення стабільної бази клієнтів є важливішим ніж моментальний прибуток
6. За інтенсивністю - марочна	Бренд продукту має легко впізнаватись, і мати відповідний сенс	Створення логотипу програми

### 5.8. Обґрунтування факторів конкурентоспроможності

Після всіх аналізів визначається та обґрунтовується перелік факторів конкурентоспроможності.

*Таблиця 5.7– Обґрунтування факторів конкурентоспроможності*

<i>№ п/п</i>	<i>Фактор конкурентоспроможності</i>	<i>Обґрунтування (наведення чинників, що роблять фактор для порівняння конкурентних проектів значущим)</i>
1	Відсутність прямих аналогів продукції	Перший час відсутність конкуренції може надати можливість підтримки високої якості за пропонуванням модернізацій від клієнтів
2	Доступна ціна	Через відсутність аналогів, та необхідність збору бази клієнтів, ціна не має бути високою

З таблиці видно, що фактори конкурентоспроможності мають гарний позитивний внесок при запровадженні даної програми.

Основною перевагою та головним досягненням є висока якість продукції на виході, та зменшення енергозатрат на 8 %.

## 5.9. Порівняльний аналіз сильних та слабких сторін стартапу

За визначеними факторами конкурентоспроможності (табл. 5.7) проводимо аналіз сильних та слабких сторін стартап-проекту (табл. 5.8).

Таблиця 5.8 – Порівняльний аналіз сильних та слабких сторін web-Додатку

№ п/п	Фактор конкурентоспроможності	Бали 1-20	Рейтинг товарів-конкурентів у порівнянні з «Магмас- Автоматик»				
			2	-1		+1	+2
1	Нова технологія на ринку	17	М	СС			
2	Доступна ціна	20				В	СС
3	Підтримка клієнтів	14		СС			В
4	Можливість онлайн доступу	20	В, СС	М			

## 5.10. SWOT – аналіз стартап-проекту

Таблиця 5.9 - .SWOT- аналіз стартап-проекту

Сильні сторони:	Слабкі сторони:
<ul style="list-style-type: none"><li>- Інноваційність</li><li>- Постійні клієнти</li></ul>	При розробці такої програми легко помилитись, що може призвести до втрати клієнтів через неточність
Можливості:	Загрози:
<ul style="list-style-type: none"><li>-Застосування нових технологій;</li><li>- розвиток програмного забезпечення у даній галузі;</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Нанесення шкоди клієнтам при помилках;</li><li>- Низька якість роботи даної програми, як наслідок, неефективність ПЗ</li></ul>

## 5.11. Вибір цільових груп потенційних споживачів

Розроблення ринкової стратегії першим кроком передбачає визначення стратегії охоплення ринку: опис цільових груп потенційних споживачів (табл.5.10).

*Таблиця 5.10 – Вибір цільових груп потенційних споживачів*

<i>№ п/п</i>	<i>Опис профілю цільової групи потенційних клієнтів</i>	<i>Готовність споживачів сприйняти продукт</i>	<i>Орієнтовний попит в межах цільової групи</i>	<i>Інтенсивність конкуренції в сегменті</i>	<i>Простота виходу у сегмент</i>
1	Виробничі підприємства, що займаються виробництвом цукру	70%	70%	Низька конкуренція. Інноваційність технології має дати час на заняття передової позиції на ринку	Перевага у новизні послуг
2	Підприємства, що надають послуги комплексної автоматизації виробництва цукру	50%	30%	Велика конкуренція. Через не достаток інформації про можливості таких підприємств, є недолік створити існуючу технологію	Першозаявлений профіль – перевага у онлайн доступу до web-додатку, що можуть мати і інші компанії, отже, складно увійти до сегменту ринку

Обрані цільові групи: Виробничі підприємства виробництва цукру

### 5.12. Визначення базової стратегії розвитку

За результатами аналізу потенційних груп споживачів (сегментів) ми обрали цільові групи, для яких будемо пропонувати свою продукцію, та визначили стратегію охоплення ринку:

- стратегію недиференційованого маркетингу, тому що маємо створити універсальний продукт для даного сегменту, надаючи окремі послуги постійним клієнтам.

Для роботи в обраному сегменту ринку необхідно сформувати базову стратегію розвитку (табл.5.11).

*Таблиця 5.11 - Визначення базової стратегії розвитку*

<i>№ п / п</i>	<i>Обрана альтернатива розвитку проекту</i>	<i>Стратегія охоплення ринку</i>	<i>Ключові конкурентоспроможні позиції відповідно до обраної альтернативи</i>	<i>Базова стратегія розвитку*</i>
1.	Концентрування на окремих послугах для окремого клієнта	Пропозиції створення окремого продукту, під необхідні параметри замовника	-Висока якість -Орієнтованість на клієнта -Технічна підтримка створеного продукту	Стратегія цільового маркетингу

### 5.13. Визначення базової стратегії конкурентної поведінки

Наступним кроком є вибір стратегії конкурентної поведінки (табл.5.12).

Таблиця 5.12- Визначення базової стратегії конкурентної поведінки

<i>№ п/п</i>	<i>Чи є проект «першопрохідцем» на ринку?</i>	<i>Чи буде компанія шукати нових споживачів, або забирати існуючих у конкурентів?</i>	<i>Чи буде компанія копіювати основні характеристики товару конкурента, і які?</i>	<i>Стратегія конкурентної поведінки*</i>
1.	Так	Скоріш за все, ні, тому що основна стратегія – надання послуг великій кількості споживачів за їх потребою	Так, якщо буде змога, необхідно мати широкий спектр надання послуг, слідкувати за потребами споживачів та удосконалювати вже існуюче.	Стратегія ускладненого недиференційованого маркетингу

### 5.14. Визначення стратегії позиціонування

Таблиця 5.13 – Визначення стратегії позиціонування

№ п/п	Вимоги до товару цільової аудиторії	Базова стратегія розвитку	Ключові конкурентоспроможні позиції стартап- проекту	Вибір асоціацій, які мають сформувати комплексну позицію проекту
1.	Точність наданих характерис- тик	Недиференційований маркетинг	-Поширення алгоритмів ПЗ по мірі необхідності, або вимог клієнтів -Стратегії підтримки постійних клієнтів	1.Широкий спектр характеристик 2.Підтримка клієнтів 3.Прогресивність

## ВИСНОВКИ

У магістерській дисертації розглядається процес очистки дифузійного соку у виробництві цукру. Як оригінальна частина, було розроблено оптимальне керування процесом попередньої очистки, та приклад її моделювання у середовищі MatLab. Для переддефектору була розроблена ускладнена математична модель, як об'єкта керування. Вирахувані параметри налаштування регулятора для переддефектору, двома способами. Показані входи і виходи в апарат, класифікація об'єкта, і побудова статичної на динамічної характеристик апарату.

Присутній розділ стартап-проекту для даного процесу.



## СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. С.А. Ляшенко, А.С. Ляшенко, И.С. Беляева Построение линеаризированных математических моделей сокоочистительного оборудования сахарного производства[Текст] // Автоматизированные системы управления и приборы автоматики: Всеукраинский межведомственный научно-технический сборник – Харьков, 2012. – 104 с. Бібліогр. – 94–101 с. – 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. З. Ловкис, Т. Турбан, Н. Петюшев Очистка диффузионного сока в сахарном производстве[Текст]: под общ. Ред. З.В. Ловкиса. – Минск: Беларус. навука, 2013. – 232с. – (Настольная книга производителя) – ISBN 978-985-08-1619-1.
4. 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.
5. Проектирование систем автоматизации технологических процессов: Справочное пособие / А.С. Клюев, Б.В. Глазов, А.Х. Дубровский, А.А. Клюев; Под ред. А.С. Клюева. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Энергоатомиздат, 1990. – 464 с.
6. Основи охорони праці: Підручник. 2-ге видання, доповнене та перероблене. / К.Н. Ткачук, М.О. Халімовський, В.В. Зацарний, Д.В. Зеркалов, Р.В. Сабарно, О.І. Полукаров, В.С. Коз'яков, Л.О. Мітюк. За ред. К.Н. Ткачука і М.О. Халімовського. – К.: Основа, 2006 – 448 с.

7. 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'ют.-інтегр. технології» – К.: НТУУ «КПІ», 2008. – 236 с.
8. **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.

## ДОДАТКИ

### Додаток 1.

Лістинг коду розрахунку оптимального лінійно квадратичного регулятора

```
function Linear_Regulator
disp('Matrix A:')
A = -0.83 % Inputing A
disp('Matrix B:')
B = 6.64' % Inputing B
% quality criterion parameters:
disp('Matrix N:')
N = [] % Matrix N
disp('Matrix Q:')
Q = 1 % unit matrix
disp('Matrix R:')
R = 1 % Matrix R; unit
disp('Time tf:')
tf = 10 % Observe time
disp('Initial vector X2:')
x2 = 69 % Initial conditions
disp('Vector of deviation X2zad:')
x2zad = 90 % Setting values for vector of deviation
disp('Vector of given deviations Ud:')
ud = 1 % Deviations of control
disp('Length of step dt:')
dt = 0.01 % Setting length of step
disp('Number of steps n:')
n = tf/dt
[K P E] = lqr(A,B,Q,R,N); % Synthesis
disp('Feedback matrix K:'); K
disp('Riccati eq P:'); P
disp('Own values of closed system E:'); E
% Dimension of the task(determining)
SB = size(B); SB = SB(1); SA = size(A); SA = SA(1);
% Vectors x and u
x = zeros(SA,n); u = zeros(SB,n-1);
% Initial state
x(:,1) = x2;
% Finding optimal control u and variables x
for i=1:n-1,
u(:,i) = ud-K*(x(:,i)-x2zad);
x(:,i+1) = (A*(x(:,i)-x2zad)+B*(u(:,i)- ud))*dt+x(:,i);
```

```

end
% dynamics of the state variables
figure(1)
plot(0:dt:tf-dt,x), grid
title('Dynamic move of variable');
xlabel('Time, t');
ylabel('Variable of state, X(t)');
legend('x_1')
% Build Vector of the controlling
figure(2)
plot(dt:dt:tf-dt,u), grid
title('Dynamic of control change');
xlabel('Time,t');
ylabel('Control, U(t)');
legend('u')

```

## Додаток 2

```

function integralna_skladova
disp('Matrix A:')
A = -0.83 % Input matrix A
disp('Matrix B:')
B = 6.64 % Input matrix B
% Параметри критерію якості:
disp('Matrix Q:')
Q = 1 % Unit matrix
disp('Matrix R:')
R = 1 % Input matrix R
disp('Matrix N:')
N = [] % Input matrix N
disp('Initial vector X0:')
x2 = 0 % Inputting initial vector
disp('Vector of deviation Xd:')
x2zad = 90 % Setting vector of given deviations
disp('Vector of given deviations Ud:')
ud = 1 % Deviations of control
disp('Time tf:')
tf = 5 % Observe time
disp('Length of step dt:')
dt = 0.1 % Setting length of step
disp('Number of steps n:')
n = tf/dt
disp('Matrix A1:')
A1 = [zeros(1) eye(1); zeros(1) A] % Setting matrix A1
disp('Matrix B1:')
B1 = [zeros(1,1); B] % Setting matrix B1
disp('Matrix Q1:')
Q1 = [Q zeros(1); zeros(1) zeros(1)] % Setting matrix Q1
[K P E] = lqr(A1,B1,Q1,R,N); % Synthesis
disp('Matrix of back propagation:'); K

```

```

disp('Riccatti:'); P
disp('Values of a closed system:'); E
% Dimensionality of tasks
SA = size(A); SA = SA(1); SB = size(B); SB = SB(1); SK = size(K); SK =
SK(1);
% Setting vectors x, u, and v
x = zeros(SA,n); u = zeros(SB,n-1); v = zeros(SA,n);
% Setting initial state
x(:,1) = x2;
% Separation of the proportional and integral parts of the matrix K
for i=logical(SK/2):SK,
K2(i) = (K(i));
end
for i=1:SK/2,
R(i) = K(i);
K2(1) = [];
end
% Finding optimal control u and state variables x
for i=1:n-1,
v(:,i) = v(:,i)+R*x(:,i)*dt;
u(:,i) = ud-K2*(x(:,i)-x2zad)+v(i);
x(:,i+1) = (A*(x(:,i)-x2zad)+B*(u(:,i)-ud))*dt+x(:,i);
end
% Build variables of state
plot(0:dt:tf-dt,x), grid
title('Dynamics of the movement of variable');
xlabel('Time, t');
ylabel('State variables, X(t)');
legend('x_2')
% control vector
figure(2)
plot(dt:dt:tf-dt,u), grid
title('Control changes in dynamic');
xlabel('Time,t');
ylabel('Control, U(t)');
legend('u')

```