

СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
ІМЕНІ ВОЛОДИМИРА ДАЛЯ

Факультет інформаційних технологій та електроніки
Кафедра комп'ютерно-інтегрованих систем управління

ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА

до магістерської науково-дослідної роботи

освітній ступінь: магістр

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

(шифр і назва спеціальності)

на тему «Система автоматизованого контролю та регулювання
відділювала бризку 103-F у технології конверсії оксиду вуглецю.»

Виконав: студент групи АТП-24дм


(підпис)

М.В. Лисак

Керівник


(підпис)

Т.Г. Сотнікова

Завідувачка кафедри


(підпис)

М.Г. Лорія

Рецензент


(підпис)

П.Й. Єлісєєв

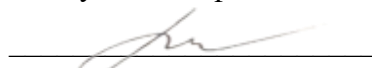
Київ 2025

**СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
імені ВОЛОДИМИРА ДАЛЯ**

Факультет: Інформаційних технологій та електроніки
Кафедра: Комп'ютерно-інтегрованих систем управління
Освітньо-кваліфікаційний рівень: Магістр
Напрямок підготовки: 174 – Автоматизація комп'ютерно-інтегрованих технологій та робототехніка

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувачка каф. КІСУ

 М.Г. Лорія

« 09 » грудня 2025 року

**З А В Д А Н Н Я
НА МАГІСТЕРСЬКУ НАУКОВО-ДОСЛІДНУ РОБОТУ
ЗДОБУВАЧУ ВИЩОЇ ОСВІТИ**

Лисаку Микиті Вячеславовичу

1. Тема магістерської НДР: «Система автоматизованого контролю та регулювання відділювача бризку 103-F у технології конверсії оксиду вуглецю»

2. Керівник роботи: доц. Сотнікова Т.Г.

Затверджені наказом вищого навчального закладу №242/17.02 від 28.11.2025 р.

3. Термін подання студентом роботи 14 грудня 2025 р.

4. Вихідні дані до роботи:

4.1. Технологічний регламент та технічна документація процесу конверсії оксиду вуглецю з використанням відділювача бризку 103-F.

4.2. Інструкція оператора з експлуатації автоматизованої системи контролю та регулювання відділювача бризку 103-F у технології конверсії оксиду вуглецю.

4.3. Нормативно-технічні матеріали та рекомендації щодо проектування систем автоматизованого керування апаратами газоочищення та сепарації у хімічній промисловості.

4.4. Публікації з питань автоматизованого контролю та керування процесами конверсії оксиду вуглецю та очищення газових потоків у хімічних виробництвах.

4.5. Публікації з математичного моделювання та синтезу систем автоматичного регулювання тиску, рівня та витрати для технологічних апаратів газоочищення.

5. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити):

5.1. Вступ.

5.2. Аналіз сучасного стану автоматизації технологічних процесів конверсії оксиду вуглецю та очищення газових потоків.

5.3. Аналіз автоматизованих систем контролю та регулювання відділювачів бризку і постановка завдань магістерської науково-дослідної роботи.

5.4. Розробка математичної моделі відділювача бризку 103-F як об'єкта автоматичного регулювання.

5.5. Теоретичні дослідження математичної моделі одноконтурної системи автоматичного регулювання параметрів роботи відділювача бризку 103-F.

5.6. Розробка структури та алгоритмів комп'ютерно-інтегрованої системи контролю та регулювання відділювача бризку 103-F.

5.7. Моделювання роботи одноконтурної системи автоматичного регулювання відділювача бризку у статичних та динамічних режимах.

5.8. Аналіз результатів математичного моделювання та оцінка ефективності запропонованої системи автоматизованого керування.

5.9. Висновки.

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

6.1. Структурні та функціональні схеми комп'ютерно-інтегрованої системи контролю та регулювання відділювача бризку 103-F.

6.1.1. Структурна схема одноконтурної системи автоматичного регулювання параметрів роботи відділювача бризку 103-F.

6.1.2. Архітектура комп'ютерно-інтегрованої системи керування відділювачем бризку.

6.1.3. Алгоритмічна схема роботи системи автоматичного регулювання відділювача бризку 103-F.

6.2. Мнемосхема комп'ютерно-інтегрованої системи контролю та регулювання відділювача бризку 103-F.

6.3. Математична модель відділювача бризку 103-F як об'єкта автоматичного регулювання.

6.4. Статичні та динамічні характеристики одноконтурної системи автоматичного регулювання параметрів роботи відділювача бризку 103-F.

6.5. Результати математичного моделювання та показники якості регулювання параметрів роботи відділювача бризку 103-F.

7. **Дата видачі завдання:** 25 жовтня 2025 р.

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів дипломної роботи	Термін виконання етапів роботи	Примітка
1	Аналіз сучасного стану автоматизації технологічних процесів стадії конверсії оксиду вуглецю у виробництві аміаку.	1.11.2025	
2.	Аналіз автоматизованих систем контролю та регулювання відділювачів бризку на стадії конверсії оксиду вуглецю та розробка завдань для виконання магістерської науково-дослідної роботи.	1.11.2025	
3.	Розробка математичної моделі відділювача бризку 103-F як об'єкта автоматичного регулювання рівня конденсату.	5.11.2025	
4.	Розробка мнемосхем комп'ютерно-інтегрованої системи контролю та керування відділювачем бризку 103-F.	8.11.2025	
5.	Теоретичні дослідження математичної моделі одноконтурної системи автоматичного регулювання рівня конденсату у відділювачі бризку 103-F.	25.11.2025	
6.	Аналіз результатів теоретичних досліджень та оцінка ефективності запропонованої системи автоматизованого контролю та регулювання.	1.12.2025	
7.	Оформлення пояснювальної записки магістерської роботи та підготовка презентаційних матеріалів.	14.12.2025	

Здобувач вищої освіти _____ М. В. Лисак

Керівник магістерської НДР _____ Т.Г. Сотнікова

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка — 56 стор., 18 рисунків, 9 джерел.

КОНВЕРСІЯ ОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ, ВІДДІЛЮВАЧ БРИЗКУ 103-F, ОЧИЩЕННЯ ГАЗОВИХ ПОТОКІВ, ТИСК, ВИТРАТА, АВТОМАТИЗАЦІЯ, СИСТЕМА АВТОМАТИЧНОГО РЕГУЛЮВАННЯ, МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ, ФУНКЦІОНАЛЬНА СХЕМА, КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНА СИСТЕМА КОНТРОЛЮ ТА РЕГУЛЮВАННЯ.

Об'єктом теоретичного дослідження є процес відділення краплинної фази з газового потоку у відділювачі бризку 103-F на стадії конверсії оксиду вуглецю.

Метою магістерської науково-дослідної роботи є розробка системи автоматизованого контролю та регулювання відділювача бризку 103-F у технології конверсії оксиду вуглецю, а також проведення теоретичних досліджень математичної моделі апарата як об'єкта автоматичного керування.

Метод дослідження — теоретичний із застосуванням електронно-обчислювальної техніки та математичного моделювання.

У процесі виконання роботи проведено аналіз технологічного процесу конверсії оксиду вуглецю з точки зору автоматизації, розглянуто відділювач бризку 103-F як об'єкт контролю та регулювання, розроблено його математичну модель та досліджено статичні і динамічні характеристики. Виконано синтез одноконтурної системи автоматичного регулювання основних параметрів роботи апарата, розроблено структуру та функціональні схеми комп'ютерно-інтегрованої системи контролю та регулювання, а також проведено аналіз ефективності запропонованих рішень за результатами математичного моделювання.

ЗМІСТ

ВСТУП.....	7
РОЗДІЛ 1. АНАЛІЗ СУЧАСНОГО СТАНУ АВТОМАТИЗАЦІЇ СТАДІЇ КОНВЕРСІЇ ВУГЛЕЦЮ В КОНВЕРТОВАНОМУ ГАЗІ ВИРОБНИЦТВА АМІАКУ.....	9
1.1. Сучасний стан систем автоматизації і перспективи їх розвитку.....	10
1.2. Аналіз автоматизованих систем контролю та регулювання на стадії конверсії оксиду вуглецю	11
РОЗДІЛ 2. АНАЛІЗ АВТОМАТИЗОВАНИХ СИСТЕМ КОНТРОЛЮ ТА РЕГУЛЮВАННЯ ВІДДІЛЮВАЧІВ БРИЗКУ І ПОСТАНОВКА ЗАВДАНЬ МАГІСТЕРСЬКОЇ НАУКОВО-ДОСЛІДНОЇ РОБОТИ.....	14
2.1. Призначення та принцип роботи відділювачів бризку в хімічних виробництвах.....	14
2.2. Аналіз існуючих автоматизованих систем контролю та регулювання відділювачів бризку	16
2.3. Постановка завдань магістерської науково-дослідної роботи.....	17
РОЗДІЛ 3. МНЕМОСХЕМА КОМП'ЮТЕРНОЇ СИСТЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ ВІДДІЛЮВАЧА БРИЗКУ 106-F СТАДІЇ КОНВЕРСІЇ ОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ ТА ПРИНЦИП ЇЇ РОБОТИ.....	19
3.1. Технологічна схема стадії очищення конвертованого газу стадії конверсії оксиду вуглецю у виробництві аміаку та апаратурне оформлення технологічного процесу.....	19
3.2. Розробка мнемосхеми КІСКУ відділювача бризку 103-F.....	20
РОЗДІЛ 4. РОЗРОБКА МАТЕМАТИЧНИХ МОДЕЛЕЙ ВІДДІЛЮВАЧА БРИЗКУ 103-F СТАДІЇ КОНВЕРСІЇ ОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ МЕТОДОМ БАЛАНСУ ШВИДКОСТЕЙ У СТАТИЧНОМУ ТА ДИНАМІЧНОМУ РЕЖИМАХ РОБОТИ.....	22
4.1. Математична модель відділювача бризку у статичному режимі роботи.....	22

4.2. Математична модель бризковідділювача у динамічному режимі роботи....	25
РОЗДІЛ 5. ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ СТАТИЧНИХ І ДИНАМІЧНИХ МОДЕЛЕЙ ВІДДІЛЮВАЧА БРИЗКУ 103-F СТАДІЇ КОНВЕРСІЇ ОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ.....	29
РОЗДІЛ 6. ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ОДНОКОНТУРНОЇ СИСТЕМИ РЕГУЛЮВАННЯ РІВНЯ В ВІДДІЛЮВАЧІ БРИЗКУ 103-F	49
6.1. Розробка структурних схем досліджуваних автоматичних систем керування та їх математичне описання.....	49
ВИСНОВОК.....	54
СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ.....	56

ВСТУП

Сучасні хімічні виробництва характеризуються високою складністю технологічних процесів, значними енергетичними витратами та підвищеними вимогами до безпеки експлуатації обладнання. За таких умов забезпечення стабільних режимів роботи технологічних апаратів можливе лише за рахунок впровадження ефективних систем автоматизованого контролю та регулювання, що дозволяють мінімізувати вплив збурювальних факторів і людського чинника.

Виробництво аміаку належить до найбільш енергоємних і технологічно складних процесів хімічної промисловості. Однією з ключових стадій цього виробництва є конверсія оксиду вуглецю, в межах якої здійснюється підготовка газових потоків до подальших етапів синтезу. Надійність і ефективність роботи цієї стадії значною мірою визначаються якістю очищення газу від вологи та конденсату, що забезпечується роботою відділювачів бризку.

Відділювач бризку 103-F є важливим елементом технологічної схеми конверсії оксиду вуглецю. Він призначений для відокремлення краплинної рідкої фази з потоку конвертованого газу та забезпечення стабільних параметрів газу на виході з апарата. Порушення режимів роботи відділювача, зокрема відхилення рівня конденсату, може призводити до погіршення якості очищення газу, зниження ефективності наступних стадій процесу та створення передумов для аварійних ситуацій.

З огляду на це особливої актуальності набуває задача автоматизованого контролю та регулювання параметрів роботи відділювача бризку, насамперед рівня конденсату та тиску газу. Для обґрунтованого вибору структури системи автоматичного регулювання необхідним є попередній аналіз відділювача бризку як об'єкта керування та розробка його математичної моделі, що адекватно відображає фізичні процеси, які в ньому протікають.

У даній кваліфікаційній роботі об'єктом дослідження є відділювач бризку 103-F стадії конверсії оксиду вуглецю у виробництві аміаку. Предметом

дослідження є процеси автоматизованого контролю та регулювання параметрів його роботи.

Метою кваліфікаційної випускної роботи є розробка системи автоматизованого контролю та регулювання відділювача бризку 103-F на основі математичного моделювання процесів, що в ньому відбуваються, та виконання теоретичних досліджень одноконтурної системи регулювання рівня.

Для досягнення поставленої мети в роботі необхідно розв'язати такі основні завдання:

- виконати аналіз сучасного стану автоматизації стадії конверсії оксиду вуглецю у виробництві аміаку;
- дослідити технологічний процес та визначити місце відділювача бризку 103-F у схемі виробництва; розробити математичні моделі відділювача бризку в статичному та динамічному режимах роботи методом балансу швидкостей; провести теоретичні дослідження отриманих моделей;
- розробити та дослідити одноконтурну систему автоматичного регулювання рівня у відділювачі бризку;
- оцінити якість процесів регулювання за основними показниками динаміки.

Методами дослідження в роботі є методи математичного моделювання, теорії автоматичного керування та комп'ютерного моделювання з використанням електронно-обчислювальної техніки.

РОЗДІЛ 1. АНАЛІЗ СУЧАСНОГО СТАНУ АВТОМАТИЗАЦІЇ СТАДІЇ КОНВЕРСІЇ ВУГЛЕЦЮ В КОНВЕРТОВАНОМУ ГАЗІ ВИРОБНИЦТВА АМІАКУ

Стадія конверсії оксиду вуглецю є однією з ключових ланок технологічної схеми виробництва аміаку, оскільки саме на цьому етапі здійснюється перетворення оксиду вуглецю з метою підготовки газової суміші до подальших стадій очищення та синтезу. Надійність і стабільність перебігу процесу конверсії значною мірою визначають якість конвертованого газу та ефективність роботи всього виробництва в цілому.

Технологічні процеси стадії конверсії оксиду вуглецю характеризуються підвищеними температурами і тисками, наявністю вологого газового середовища та жорсткими вимогами до контролю параметрів процесу. За таких умов автоматизація технологічних апаратів і допоміжного обладнання є необхідною передумовою забезпечення безпечної експлуатації, стабільності технологічного режиму та мінімізації втрат сировини й енергії.

Сучасний рівень автоматизації стадії конверсії оксиду вуглецю передбачає використання автоматизованих систем контролю та регулювання, що забезпечують безперервний моніторинг основних технологічних параметрів, таких як температура, тиск, витрата газу та рівень конденсату в апаратах газоочищення. Особливе значення в цьому контексті мають апарати сепарації, зокрема відділювачі бризку, які виконують функцію очищення газових потоків від краплинної рідкої фази.

Аналіз сучасного стану автоматизації стадії конверсії оксиду вуглецю дозволяє оцінити ефективність існуючих технічних рішень, виявити їхні недоліки та обґрунтувати доцільність удосконалення систем автоматизованого контролю та регулювання. У цьому розділі розглянуто основні підходи до автоматизації стадії конверсії оксиду вуглецю у виробництві аміаку, проаналізовано структуру та функції автоматизованих систем керування, а також визначено місце відділювача бризку 103-F у загальній схемі автоматизації процесу.

1.1. Сучасний стан систем автоматизації і перспективи їх розвитку

Сучасний розвиток хімічної промисловості характеризується зростанням вимог до ефективності, надійності та безпеки технологічних процесів, що зумовлює активне впровадження автоматизованих систем контролю та керування на всіх стадіях виробництва. Особливо це стосується енергоємних і технологічно складних процесів, до яких належить стадія конверсії оксиду вуглецю у виробництві аміаку.

На сьогодні автоматизація технологічних процесів базується на використанні програмованих логічних контролерів, промислових систем збору даних та програмних комплексів візуалізації. Такі системи забезпечують безперервний контроль основних технологічних параметрів, реалізацію алгоритмів автоматичного регулювання та формування інформації для оперативного управління технологічним процесом. Перехід від локальних аналогових регуляторів до цифрових комп'ютерно-інтегрованих систем дозволив суттєво підвищити точність регулювання та надійність роботи обладнання.

Для стадії конверсії оксиду вуглецю характерною є наявність великої кількості взаємопов'язаних параметрів, таких як температура, тиск, витрата газу та вологість конвертованого газу. Тому сучасні системи автоматизації передбачають побудову багатоконтурних систем регулювання з використанням ПІД-регуляторів, а також застосування захисних і блокувальних алгоритмів, спрямованих на запобігання аварійним режимам.

Важливою складовою сучасних систем автоматизації є впровадження розподілених систем керування, які дозволяють інтегрувати функції контролю, регулювання та диспетчерського управління в єдиному інформаційному просторі. Застосування SCADA-систем забезпечує наочне представлення технологічного процесу, архівацію параметрів та аналіз історичних даних, що сприяє підвищенню якості прийняття рішень оператором.

Перспективи розвитку систем автоматизації хімічних виробництв пов'язані з подальшою цифровізацією процесів керування, використанням математичних

моделей технологічних апаратів і впровадженням елементів інтелектуальних систем керування. Зокрема, актуальним напрямом є застосування моделей об'єктів керування для оптимізації режимів роботи, прогнозування відхилень параметрів і підвищення енергоефективності виробництва.

Сучасні системи автоматизації стадії конверсії оксиду вуглецю у виробництві аміаку є складними комп'ютерно-інтегрованими технічними рішеннями, подальший розвиток яких спрямований на підвищення точності регулювання, рівня безпеки та ефективності технологічних процесів. Це створює передумови для вдосконалення систем автоматизованого контролю та регулювання окремих апаратів, зокрема відділювача бризку 103-F, що розглядається у даній роботі.

1.2. Аналіз автоматизованих систем контролю та регулювання на стадії конверсії оксиду вуглецю

Стадія конверсії оксиду вуглецю у виробництві аміаку є складним технологічним процесом, що відбувається за підвищених температур і тисків у присутності водяної пари. Ефективність цієї стадії значною мірою залежить від точності підтримання регламентованих технологічних параметрів, що зумовлює необхідність застосування розвинених систем автоматизованого контролю та регулювання.

Основними контрольованими параметрами на стадії конверсії оксиду вуглецю є температура газової суміші до і після конвертерів, тиск у технологічному контурі, витрата газу та пари, а також вологість і склад конвертованого газу. Для вимірювання зазначених параметрів використовуються первинні перетворювачі температури, тиску та витрати, сигнали з яких надходять до системи автоматизованого керування.

Системи автоматичного регулювання, що застосовуються на стадії конверсії оксиду вуглецю, здебільшого реалізують підтримання температурних і тискових режимів шляхом керування витратою пари, газу та положенням регулювальної арматури. Для цього широко використовуються одноконтурні системи

автоматичного регулювання з ПІД-регуляторами, які забезпечують стабілізацію параметрів у стаціонарних і перехідних режимах роботи.

У сучасних виробництвах аміаку системи автоматизації стадії конверсії оксиду вуглецю реалізуються на базі програмованих логічних контролерів та інтегруються у розподілені системи керування. Це дозволяє поєднати функції автоматичного регулювання, сигналізації, захисту та диспетчерського контролю в межах єдиного інформаційного простору, що підвищує надійність і керованість процесу.

Важливою функцією автоматизованих систем на даній стадії є забезпечення безпеки технологічного процесу. Для цього застосовуються алгоритми захисту та блокування, які спрацьовують у разі перевищення допустимих значень температури, тиску або витрати газу. Такі системи мінімізують ризик розвитку аварійних ситуацій та забезпечують захист обладнання і персоналу.

Разом із тим, характерною особливістю стадії конверсії оксиду вуглецю є наявність значної кількості апаратів газоочищення і сепарації, які безпосередньо впливають на якість підготовки газового потоку до подальших стадій процесу. Автоматизація цих апаратів часто реалізується спрощеними засобами, що не завжди забезпечує достатню точність і стабільність режимів їх роботи.

У технологічній схемі стадії конверсії оксиду вуглецю важливу роль відіграють апарати очищення та підготовки газових потоків, призначені для видалення вологи та краплинної рідкої фази з конвертованого газу. До таких апаратів належить відділювач бризку 103-F, робота якого безпосередньо впливає на стабільність параметрів газу, що подається на наступні стадії виробництва аміаку.

Відділювач бризку 103-F забезпечує механічне відокремлення краплинної фази з газового потоку, що утворюється в процесі конверсії оксиду вуглецю. Наявність надлишкової вологи або конденсату в газі може призводити до корозії обладнання, зниження ефективності теплообміну та порушення роботи каталізаторів на подальших стадіях технологічного процесу. Тому стабільна

робота відділювача бризку є необхідною умовою надійної експлуатації всієї технологічної лінії.

Аналіз існуючих систем автоматизації показує, що контроль параметрів роботи відділювачів бризку часто обмежується вимірюванням тиску та сигналізацією аварійних рівнів конденсату. Регулювання режимів роботи апарата в багатьох випадках здійснюється вручну або з використанням спрощених автоматичних пристроїв, що не забезпечує достатньої точності підтримання технологічних параметрів.

Особливістю відділювача бризку 103-F як об'єкта керування є наявність інерційних процесів накопичення і відведення конденсату, а також вплив збурювальних факторів, пов'язаних зі зміною витрати та складу газового потоку. Це зумовлює необхідність застосування систем автоматичного регулювання, здатних забезпечувати стабільний рівень рідкої фази в апараті за змінних умов роботи. З огляду на зазначене, відділювач бризку 103-F доцільно розглядати як самостійний об'єкт автоматизованого контролю та регулювання, для якого необхідно розробити математичну модель і виконати синтез системи автоматичного регулювання. Такий підхід дозволяє підвищити точність підтримання параметрів роботи апарата, знизити вплив збурень і підвищити загальну ефективність стадії конверсії оксиду вуглецю.

Аналіз автоматизованих систем контролю та регулювання на стадії конверсії оксиду вуглецю підтверджує актуальність удосконалення системи автоматизації відділювача бризку 103-F, що обґрунтовує подальші дослідження, присвячені математичному моделюванню апарата та розробці одноконтурної системи автоматичного регулювання.

РОЗДІЛ 2. АНАЛІЗ АВТОМАТИЗОВАНИХ СИСТЕМ КОНТРОЛЮ ТА РЕГУЛЮВАННЯ ВІДДІЛЮВАЧІВ БРИЗКУ І ПОСТАНОВКА ЗАВДАНЬ МАГІСТЕРСЬКОЇ НАУКОВО-ДОСЛІДНОЇ РОБОТИ.

Відділювачі бризку широко застосовуються в хімічній промисловості для очищення газових потоків від краплинної рідкої фази та забезпечення стабільних параметрів газу на виході з технологічних апаратів. У виробництві аміаку такі апарати відіграють важливу роль на стадії конверсії оксиду вуглецю, оскільки якість очищення газу безпосередньо впливає на ефективність подальших технологічних процесів.

Надійна робота відділювачів бризку можлива лише за умови підтримання регламентованих режимів, зокрема стабільного рівня конденсату та допустимого тиску в апараті. Порушення цих параметрів може призводити до погіршення якості газоочищення, втрат сировини та створення аварійних ситуацій. Це зумовлює необхідність застосування автоматизованих систем контролю та регулювання, здатних забезпечити стійку роботу апарата за змінних умов технологічного процесу.

У цьому розділі виконано аналіз існуючих підходів до автоматизації відділювачів бризку, розглянуто типові системи контролю та регулювання їх параметрів, а також сформульовано завдання магістерської науково-дослідної роботи, спрямованої на удосконалення системи автоматизованого керування відділювачем бризку 103-F.

2.1. Призначення та принцип роботи відділювачів бризку в хімічних виробництвах

Відділювачі бризку є важливими апаратами хімічних виробництв, призначеними для відокремлення краплинної рідкої фази з газових потоків, що утворюються в результаті охолодження, конденсації або перебігу хімічних реакцій. Необхідність їх застосування зумовлена тим, що наявність вологи та рідких домішок у газі може негативно впливати на роботу наступних

технологічних апаратів, спричиняти корозію обладнання, знижувати ефективність теплообміну та порушувати перебіг технологічних процесів.

Основним завданням відділювачів бризку є забезпечення належного ступеня очищення газових потоків перед їх подачею на наступні стадії виробництва. У хімічній промисловості такі апарати широко застосовуються в процесах виробництва аміаку, метанолу, водню, а також у системах газоочищення й утилізації тепла. Особливо важливою є їх роль у виробництві аміаку, де газові потоки після стадії конверсії оксиду вуглецю містять значну кількість водяної пари та конденсату.

Принцип роботи відділювача бризку ґрунтується на використанні інерційних і гравітаційних сил. Газовий потік, що надходить до апарата, змінює напрямок руху або проходить через спеціальні внутрішні елементи, внаслідок чого краплини рідини, які мають більшу масу, втрачають швидкість і відокремлюються від газової фази. Під дією сили тяжіння рідка фаза осідає в нижній частині апарата, де накопичується у вигляді конденсату.

Відокремлений конденсат відводиться з апарата через дренажну лінію, оснащену регулювальною арматурою. Газ, очищений від краплинної рідкої фази, відводиться з верхньої частини відділювача та подається на подальші технологічні стадії. Така схема забезпечує стабільність параметрів газового потоку та зменшує негативний вплив вологи на обладнання.

У виробництві аміаку відділювачі бризку застосовуються після вузлів охолодження газових потоків на стадії конверсії оксиду вуглецю. Вони забезпечують захист теплообмінників, компресорного обладнання та каталізаторів від зволоження і механічного пошкодження, а також сприяють підвищенню надійності та довговічності всієї технологічної схеми.

Ефективність роботи відділювача бризку значною мірою визначається рівнем накопиченого конденсату в корпусі апарата. Надмірне підвищення рівня призводить до зменшення корисного об'єму апарата, погіршення умов сепарації та вторинного захоплення краплин рідини газовим потоком. У свою чергу, надто

низький рівень конденсату може порушувати гідродинамічний режим роботи апарата та знижувати ефективність відокремлення рідкої фази.

Підтримання оптимального рівня конденсату є одним із ключових завдань автоматизованого контролю та регулювання відділювачів бризку. Це зумовлює доцільність розгляду відділювача бризку як об'єкта автоматичного керування та необхідність застосування систем автоматичного регулювання рівня, здатних забезпечити стабільну роботу апарата за змінних умов технологічного процесу.

2.2. Аналіз існуючих автоматизованих систем контролю та регулювання відділювачів бризку

Автоматизація промислових апаратів глибоко інтегрована в сучасні технологічні процеси з метою підвищення їх ефективності, безпеки та надійності. Відділювачі бризку, як ключові апарати очищення газових потоків, не є винятком, і їх автоматизація має свої специфічні особливості.

Аналіз існуючих систем автоматизації відділювачів бризку показує, що в багатьох промислових установках акцент робиться на елементарні функції контролю та сигналізації, а не на повноцінні системи регулювання. Найчастіше в практиці застосовують дискретні датчики рівня та тиску, які забезпечують фіксацію лише граничних станів (наприклад, нижній рівень, верхній рівень, максимальний тиск). Такі системи, як правило, реалізуються на базі сигнально-блокувальних пристроїв, що обмежує можливості безперервного контролю чи точного регулювання режимів роботи апарата.

У сучасних автоматизованих системах керування дедалі частіше застосовуються безперервні датчики рівня (LT) і тиску (PT), які дозволяють вимірювати параметри в реальному часі без переходу через дискретні пороги. Наявність таких датчиків дає змогу реалізувати одноконтурні системи автоматичного регулювання (САР) за допомогою ПІД-регуляторів, забезпечуючи стабілізацію рівня конденсату через зміну витрати дренажного потоку за допомогою регулювального клапана (LV) та контролера рівня (LIC).

Популярна архітектура таких САР виглядає функціонально так:

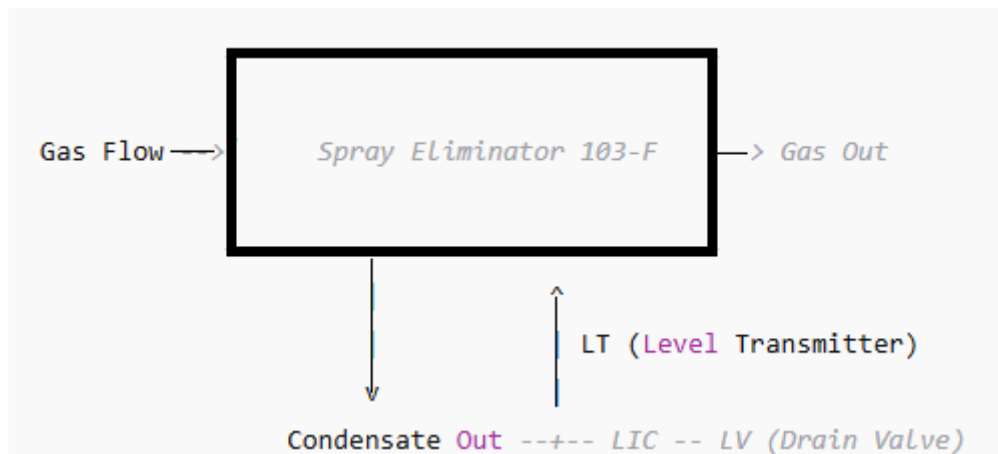


Рис. 2.1 - Функціональна схема САР рівня: LT — безперервний датчик рівня (урівноважує вимірювання L); LIC — регулятор рівня; LV — регулюючий клапан на дренажній лінії; об'єкт — відділювач бризку 103-F.

Аналіз існуючих систем автоматизації відділювачів бризку вказує на обмежену застосовність традиційних дискретних схем контролю, натомість сучасні підходи із безперервними вимірюваннями та САР мають значний потенціал для підвищення якості регулювання. Це підтверджує доцільність розробки комп'ютерно-інтегрованих систем контролю та регулювання рівня конденсату для відділювача бризку 103-F із використанням математичного моделювання та теоретичного синтезу САР.

2.3. Постановка завдань магістерської науково-дослідної роботи

На основі аналізу сучасного стану автоматизації відділювачів бризку та особливостей роботи відділювача бризку 103-F на стадії конверсії оксиду вуглецю встановлено, що ефективність роботи даного апарата значною мірою визначається стабільністю рівня конденсату та точністю його автоматизованого регулювання. Існуючі системи автоматизації не завжди забезпечують належну якість керування за змінних умов технологічного процесу, що зумовлює необхідність удосконалення підходів до автоматизованого контролю та регулювання.

Метою магістерської науково-дослідної роботи є підвищення надійності та ефективності роботи відділювача бризку 103-F шляхом розробки та дослідження одноконтурної системи автоматичного регулювання рівня конденсату з використанням математичного моделювання процесу.

Для досягнення поставленої мети в роботі необхідно вирішити такі основні завдання:

- виконати аналіз технологічного процесу стадії конверсії оксиду вуглецю у виробництві аміаку та визначити місце і роль відділювача бризку 103-F у технологічній схемі;
- дослідити відділювач бризку 103-F як об'єкт автоматизованого контролю та регулювання, визначити його основні керовані та збурювальні параметри;
- розробити математичну модель процесу зміни рівня конденсату у відділювачі бризку з урахуванням особливостей накопичення та відведення рідкої фази;
- провести теоретичні дослідження статичних і динамічних характеристик отриманої математичної моделі;
- виконати синтез одноконтурної системи автоматичного регулювання рівня конденсату у відділювачі бризку 103-F та обґрунтувати вибір типу регулятора;
- здійснити моделювання роботи системи автоматичного регулювання у статичних і динамічних режимах з урахуванням дії збурювальних факторів;
- оцінити якість процесів регулювання за основними показниками динаміки, такими як швидкодія, перерегулювання та статична похибка.

Виконання зазначених завдань дозволить отримати обґрунтовані результати щодо доцільності застосування одноконтурної системи автоматичного регулювання рівня конденсату у відділювачі бризку 103-F, а також підвищити надійність і стабільність роботи апарата в технології конверсії оксиду вуглецю. Отримані результати можуть бути використані для подальшого вдосконалення систем автоматизації подібних апаратів у хімічних виробництвах.

РОЗДІЛ 3. МНЕМОСХЕМА КОМП'ЮТЕРНОЇ СИСТЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ ВІДДІЛЮВАЧА БРИЗКУ 106-F СТАДІЇ КОНВЕРСІЇ ОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ ТА ПРИНЦИП ЇЇ РОБОТИ

3.1. Технологічна схема стадії очищення конвертованого газу стадії конверсії оксиду вуглецю у виробництві аміаку та апаратне оформлення технологічного процесу

Потік конвертованого газу після низькотемпературної конверсії спочатку охолоджується в кип'ятильнику для конденсату регенератора **1113-С** до температури не більшої 170°C за рахунок виробітку пари, яка використовується для інжекторів випарювачів розчину **1117-FA/FB** системи «Карсол», а потім у підігрівачі **1118-С** живильної води для котлів високого тиску до температури не більшої 160°C . Мнемосхема автоматизації процесу охолодження конвертованого газу після низькотемпературного конвертора оксиду вуглецю (II) приведена на рис. 3.1.

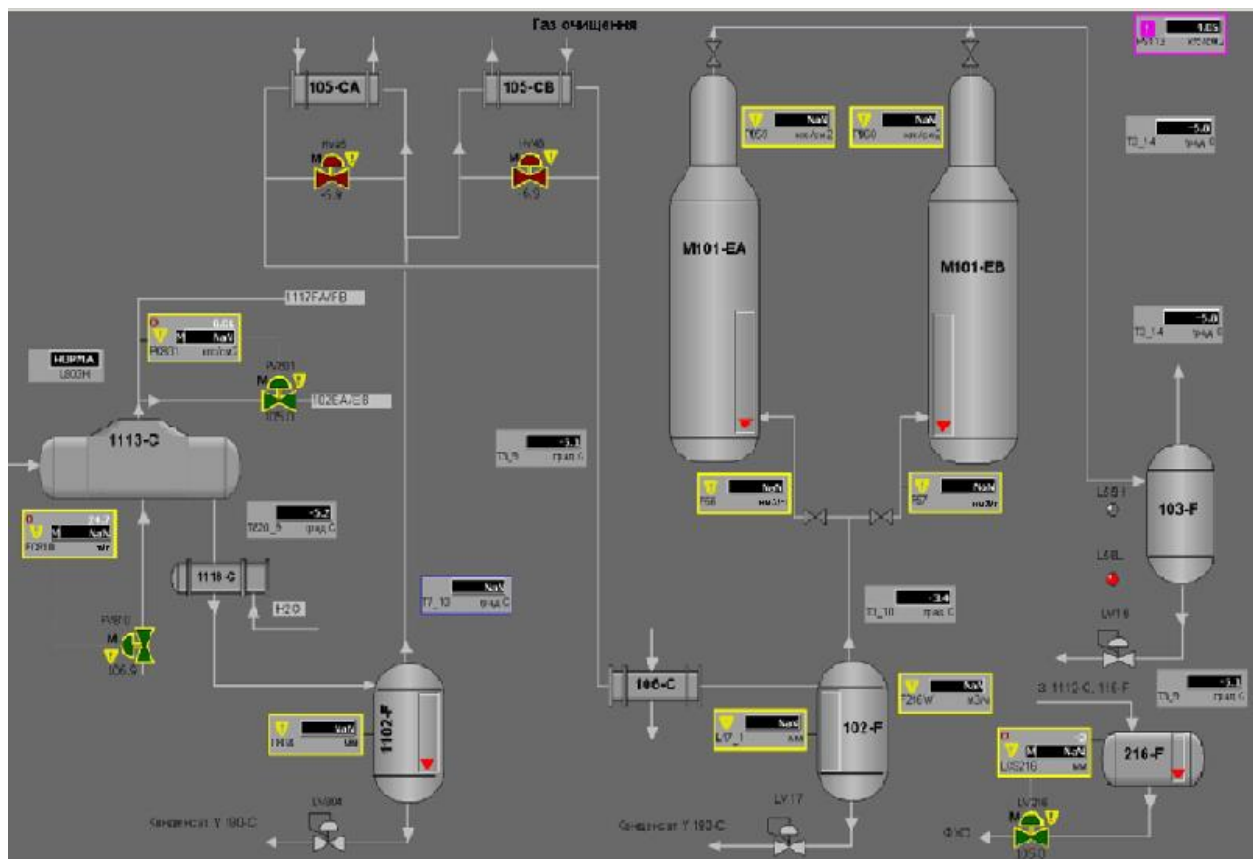


Рис. 3.1 – Мнемосхема КСАТП охолодження конвертованого газу

У якості живильної води для кип'ятильника 1113-С використовується технологічний конденсат з бризковідділювача 113-Ф. Конденсат відділяється в сепараторі 1102-Ф і направляється у відпарну колону 103-Е. Рівень у сепараторі 1102-Ф підтримується регулятором рівня за місцем LIC-804. Мінімальний (150 мм) і максимальний (250 мм) рівень у сепараторі 1102-Ф сигналізується в ЦПУ за рівнемірор L804LH. Кінцеве охолодження конвертованого газу перед подачею в систему очищення газу від CO_2 виконується в газових кип'ятильниках розчину 105-СА, 105-СВ і в підігрівачі демінералізованої води 106-С. Тепло парогазової суміші передається в кип'ятильниках 105-СА/СВ розчину «Карсол». При цьому газ охолоджується до температури не більшої 127°C . Регулювання температури виконується шляхом байпасування частини газу, яка йде на 105-СА/СВ, через заслінки з дистанційним управлінням HV45 (105-СА) і HV46 (105-СВ). Охолоджений газ відділяється від конденсату в сепараторі 102-Ф. Рівень у сепараторі 102-Ф підтримується за місцем регулятором LIC-17 шляхом видачі технологічного конденсату у відпарну колону 103-Е. Граничний рівень у сепараторі 102-Ф сигналізується в ЦПУ – рівнеміри L17L,H, L21L.

Стабілізація рівня у відділювачі бризку здійснюється регулятором LV–17, який розташований на виході з апарату, тобто можна зробити висновок, що рівень L у відділювачі бризку залежить від витрати конденсату F_k , тобто $L=f(F_k)$.

3.2. Розробка мнемосхеми KICKY відділювача бризку 103-Ф

На мнемосхемі відображаються основне обладнання, в якому стані знаходяться регулюючі органи, сигнали. Допоміжні та довідкові матеріали повинені розташовані у відокремлених формах, з можливістю швидкого відображення цих форм на головному екрані. Щоб полегшити сприймання інформації на екрані диспетчера, оператора технологічного процесу, виконаний інтерфейс представлений в легко доступній формі на якому зображена система керування у вигляді мнемосхеми установки (рис. 3.2).

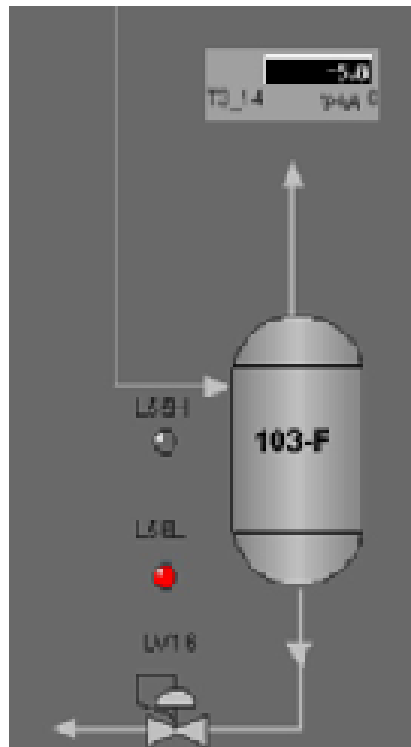


Рис. 3.2. Мнемосхема КІСУ відділювача бризку 103-Ф

Створення графічного екрану є наглядним відображенням технологічного процесу, за для якого створюється комп'ютерно-інтегрована система управління. Для індикації параметрів на робочому екрані використовуються текстові блоки, які дають змогу виводити програмно розраховані значення на графічний екран. Графічні елементи, такі як труби, корпуси апаратів, клапани, тощо створюються за допомогою вбудованих графічних блоків та бібліотек.

При нормальному значенні контрольованого параметра фон забарвлення цього параметра є зеленим. При досягненні одного з параметрів границь попереджувальної сигналізації фон забарвлення цього параметра стає жовтим мигаючим (після квітування мигання припиняється, а колір залишається жовтим). Якщо параметр досягає аварійних границь фон забарвлення цього параметра стає червоним мигаючим (після квітування мигання припиняється, а колір залишається червоним). При відмові лінії зв'язку фон забарвлення цього параметра стає фіолетовим мигаючим (після квітування мигання припиняється, а колір залишається фіолетовим).

РОЗДІЛ 4. РОЗРОБКА МАТЕМАТИЧНИХ МОДЕЛЕЙ ВІДДІЛЮВАЧА БРИЗКУ 103-Ф СТАДІЇ КОНВЕРСІЇ ОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ МЕТОДОМ БАЛАНСУ ШВИДКОСТЕЙ У СТАТИЧНОМУ ТА ДИНАМІЧНОМУ РЕЖИМАХ РОБОТИ

4.1. Математична модель відділювача бризку у статичному режимі роботи

Відділювач бризку має одну вихідну координату, яка називається рівнем. Принцип роботи апарату з рідиною без стоку показаний на рис. 4.1, а. Матеріальний баланс роботи відділювача бризку може бути представлений такими рівняннями:

- загальний матеріальний баланс відділювача бризку:

$$m_{kg} = m_k + m_g \quad (4.1)$$

- матеріальний баланс для рідкої фази:

$$m_k = m_{vk} + m_{ck} \quad (4.2)$$

- матеріальний балансом для газової фази:

$$m_g = m_{vg} + m_{cg} \quad (4.3)$$

Ураховуючи, що маса $m_k = \rho_{kg} F_{kg} dt_k = \frac{v_w \rho_k + v_g \rho_g}{\rho_k + \rho_g} F_{kg} dt$, $m_{vk} = \rho_k S_k dL$,

$m_{ck} = \rho_k a_p S_p \sqrt{2gL}$, а $Q_w = 1 - Q_g$ і $\rho_k = 1 \text{ кг} / \text{м}^3$, рівняння (4.2) після лінеаризації приймає наступну форму:

$$\tau_L \frac{dL}{dt} + L = k_L P \quad (4.4)$$

де $\tau_L = \frac{2\rho_k S_k}{\sqrt{2g\rho_k a_p S_p L_0}}$ – стала часу за рівнем конденсату у відділювачі;

$$k_L = \frac{2F_{kg}}{\sqrt{2g\rho_k a_p S_p L_0}} \frac{r_k \left(\frac{M}{949zT} \right) - \left(\frac{M}{949zT} \right)}{\left[1 + \left(\frac{M}{949zT} \right) P_0 \right]} \text{ - коефіцієнт передачі.}$$

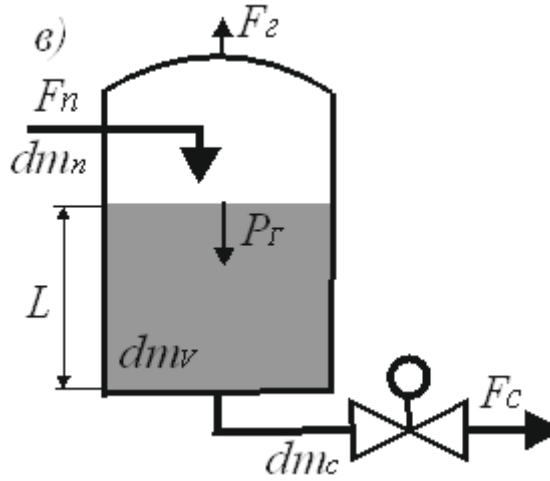


Рис. 4.1 – Принципова схема роботи бризковідділювача

Ураховуючи, що $dm_g = F_g dt = \frac{D^2 S_p \Delta P}{32 \mu l} dt$, $m_{vg} = \frac{S_T}{g} dP$

$m_{cg} = \frac{MP}{848zT} = \frac{MP}{848zT} \frac{D^2 S_p \Delta P}{32 \mu l} dt$ і $\Delta P = \rho_k g L$, рівняння (4.3) набуває такої форми:

$$\tau_p \frac{dP}{dt} + P = k_p F_{kg} \quad (4.5)$$

де $\tau_p = \frac{32 \mu l S_T}{g D^2 S_p} dt$ – стала часу; $k_p = \frac{d 32 \mu l \rho_k}{D^2 S_p}$ – коефіцієнт передачі.

У рівняннях (4.1)-(4.5) наведені такі позначення: m_{kg} – маса вологи в конвертованому газі; m_k – маса вологи, яка міститься в конвертованому газі; m_{vk} – маса конденсату, яка накопичується в нижній частині сепаратора; m_{ck} – маса конденсату, яка виводиться з кубової частини відділювача бризку; m_g – маса очищеного «сухого» від вологи конвертованого газу; m_{vg} – маса «сухого» газу, яка знаходиться у верхній частині сепаратора; ρ_k, F_{kg}, t – густина, об'ємна витрата та час перенесення конвертованого газу в відділювач бризку відповідно; ρ_k, S_k, L – густина конденсату, поперечний його перетин і рівень в відділювачі бризку відповідно; ρ_k, F_k, a_p, S_p – густина, об'ємна витрата конденсату,

коефіцієнт витрати регулюючого органу, його поперечний перетин відповідно; M, V_g, P_g, T_g - молекулярна маса вхідного конвертованого газу, його об'єм в сепараторі, тиск і температура газу відповідно; z – стала; де $a_g, S_g, C, g, R, T_g, P_g, F_g$ – коефіцієнт витрати, поперечний перетин вихідного газового потоку з відділювача бризку, показник адіабати конвертованого газу, прискорення земного тяжіння, універсальна газова стала, температура, тиск і масова витрата газу відповідно.

Сумісне рішення рівнянь (4.4) і (4.5) приводить до наступного диференціального рівняння другого порядку:

$$\tau_2 \frac{d^2 L}{dt^2} + \tau_1 \frac{dL}{dt} + L = k_F F_{kg} \quad (4.6)$$

де $\tau_2 = \tau_p \tau_L$, $\tau_1 = \tau_p + \tau_L$ – сталі часу; k_F – коефіцієнт передачі.

З рівняння (4.6) видно, що тренд рівня в відділювачі бризку може змінюватися як за аперіодичним, так і за коливальним законом. Аналіз відділювача бризку показує, що між рівнем конденсату в кубі відділювача бризку та тиску газу існують внутрішні зворотні зв'язки, котрі при деяких умовах можуть створювати незагасаючі коливальні сигнали, як за каналом зміни рівня, так і за каналами зміни тиску. Окрім того, об'ємна витрата вологого конвертованого газу не є сталою в часі. Якщо розглядати рух цього газу з точки зору закону Нав'є-Стокса, то згідно з методом балансу швидкостей швидкість зміни об'ємної витрати F_k може бути описана таким рівнянням:

$$\frac{\partial F_{kg}(x, \theta)}{\partial \theta} = v \frac{\partial^2 F_{kg}(x, \theta)}{\partial x^2} + w \frac{\partial F_{kg}(x, \theta)}{\partial x} \quad (4.7)$$

де x, θ – просторова координата перенесення об'ємної витрати; θ - час перенесення; w – лінійна швидкість перенесення.

Продиференціюємо рівняння (4.6) за часом t і в результаті отримаємо:

$$\tau_2 \frac{d^2 L}{dt^2} + \tau_1 \frac{d^2 L}{dt^2} + \tau_1 \frac{dL}{dt} = k_F \frac{\partial F_{kg}}{\partial t} \quad (4.8)$$

Якщо час $\theta = t$, то, прирівнюючи рівняння (4.7) і (4.8), отримуємо:

$$vk_F \frac{\partial^2 F_{kg}(x,t)}{\partial x^2} + wk_F \frac{\partial F_{kg}(x,t)}{\partial x} = \tau^2 \frac{d^2 L}{dt^2} + \tau_1 \frac{d^2 L}{dt^2} + \tau_1 \frac{dL}{dt} \quad (4.9)$$

При граничних умовах згідно з методом нульового градієнту нелінійне рівняння (4.9) розділяється на наступну систему рівнянь:

$$\frac{v}{w} \frac{\partial F_{kg}(x,t)}{\partial x} + F_{kg} = k_{0F} F_{0g} \quad (4.10)$$

$$\tau^2 \frac{d^2 L}{dt^2} + \tau_1 \frac{d^2 L}{dt^2} + L = F_{kg} \quad (4.11)$$

Сумісне рішення цієї системи рівнянь дозволяє отримати аналітичне рішення для рівня конденсату і відділювачі бризку

4.2. Математична модель бризковідділювача у динамічному режимі роботи

Так як такий апарат відноситься до об'єктів з конвекційною складовою, то з врахування рівняння Нав'є-Стокса, такий масообмін описується наступним диференціальним рівнянням:

$$\frac{\partial v(x,\theta)}{\partial \theta} + v \frac{\partial^2 v(x,\theta)}{\partial x^2} + \left(\frac{l}{\theta}\right) \frac{dv(x,\theta)}{dx} = \frac{d\bar{v}(t)}{dt}. \quad (4.12)$$

Так як бризковідділювач, як у нашому випадку, має стік, то рівняння матеріального балансу має вигляд:

$$dm_n = dm_v + dm_c + dm_g, \quad (4.13)$$

де dm_c – маса рідини, яка виводиться з бризковідділювача.

dm_g – маса газу, який виводиться з бризковідділювача.

Масу рідини, яка поступає в відділювач бризку зі стоком,

$$dm_n = F_{Mn} dt = \rho F_{on} dt = \rho S_n \bar{v}_n dt. \quad (4.14)$$

Маса рідини, яка накопичується в об'ємі бризковідділювача,

$$dm_v = \rho S_A dL, \quad (4.15)$$

де F_{Mn}, F_{on} – масова та об'ємна витрата рідини через вхідний трубопровід;
 S_n, S_A – поперечний перетин потоку рідини в вхідному трубопроводі та в апараті

відповідно; $\bar{v}_n$ – середня лінійна швидкість рідини у вхідному трубопроводі; dL – приріст рівня рідини в апараті зі стоком.

Бризковідділювач має стічну трубу поперечним перетином потоку S_c , то маса рідини dm_c , котра виводиться з апарату через стічну трубу, дорівнює:

$$dm_c = F_{MC} dt = \rho F_{oc} dt = \pi \rho \frac{g D_c^4}{128 l \mu} P dt, \quad (4.16)$$

де F_{MC}, F_{oc} – відповідно масова та об'ємна витрати рідини, яка виводиться через стічний трубопровід; $\bar{v}_c$ – середня лінійна швидкість рідини через стічний трубопровід.

Підставивши (4.14)-(4.16) у рівняння (4.13), маємо:

$$\frac{S_A}{S_c} \frac{dL}{dt} + \bar{v}_c = \frac{S_n}{S_A} \bar{v}_n. \quad (4.17)$$

З формули Нав'є-Стокса знайдемо швидкість стікаючого потоку:

$$\bar{v}_c = \frac{g D_{Bc}^2}{32 l \mu} P_\Gamma. \quad (4.18)$$

Підставивши (4.18) у рівняння (4.17) та враховуючи, що $P_\Gamma = g \rho L$, отримуємо диференціальне рівняння наступної форми:

$$\tau \frac{d\Delta L}{dt} + \Delta L = k F_{no}, \quad (4.19)$$

де $\tau = \frac{\pi 8 l \mu S_A}{g^2 \rho S_c^2}$ – стала часу відділювача бризку зі стоком; $k = \frac{\pi 8 l \mu}{g^2 \rho S_c S_A}$ – коефіцієнт передачі.

Якщо стік рідини виконується через регулюючий орган, то залежність витрати стоку F_c від зміни рівня L описується рівнянням:

$$F_c = \alpha_p S_p \sqrt{2gL}, \quad (4.20)$$

де α_p, S_p – коефіцієнт витрати та поперечний перетин регулюючого органу відповідно.

Тоді рівняння матеріального балансу приймає такий вигляд:

$F_n dt = \rho S_A dL + \alpha_p S_p \sqrt{2gL} dt$ або:

$$\rho S_A \frac{dL}{dt} + \alpha_p S_p \rho \sqrt{2gL} = F_n. \quad (4.21)$$

Так як апарат наповнюється газом, а тиск $P < P_n$, де P_n – тиск газу у вхідному потоці з витратою F_n , то математична модель апарату має вигляд:

$$P = kF_n[1 - \exp(-t/\tau)]. \quad (4.22)$$

Так як з апарату відбирається газ, то математична модель набуває вигляду:

$$P = kF_n \exp(-t/\tau). \quad (4.23)$$

Якщо на виході з апарату влаштований регулюючий орган, то рівняння (4.20) приймає вигляд:

$$dm_c = \frac{g\alpha_p S_p C}{\sqrt{gRT}} P_2 dt, \quad (4.24)$$

Після лінеаризації рівняння (4.21) отримуємо:

$$\tau \frac{dL}{dt} + L = k_n F_n, \quad (4.25)$$

де $\tau = \frac{2L_0 S_A}{\alpha_p S_p \sqrt{2gL_0}}$ – стала часу; $k = \frac{2L_0}{\alpha_p S_p \rho \sqrt{2gL_0}}$ – коефіцієнт передачі.

З вищенаведеного видно, що бризковідділювач зі стоком відносяться до аперіодичних динамічних ланок першого порядку. При збільшенні витрати F_n рідини математична модель апарату з рідиною описується наступним рівнянням:

$$L(t) = kF_n[1 - \exp(-t/\tau)] \quad (4.26)$$

Якщо витрата F_n зменшуватиметься, то математична модель відділювача бризку приймає вигляд:

$$L(t) = kF_n \exp(-t/\tau). \quad (4.27)$$

Зміна швидкості руху матеріального потоку за часом перебування θ і просторовою координатою x при наявності конвекційного руху потоку для апарату з стоком у загальному випадку повинен зберігатися швидкісний баланс вхідного та вихідного потоків, тобто:

$$\frac{\partial v(x, \theta)}{\partial \theta} + v \frac{\partial^2 v(x, \theta)}{\partial x^2} + \left(\frac{l}{\theta}\right) \frac{dv(x, \theta)}{dx} = \tau \frac{d^2 L(t)}{dt^2} + \frac{dL(t)}{dt}, \quad (4.28)$$

З рівняння Гагена-Пуазейля знаходимо:

$$L = \frac{S_c P_\Gamma}{8\pi\mu} \frac{1}{\bar{v}} \quad (4.29)$$

З рівняння (4.29) видно, що рівень L зворотно пропорційний середній швидкості $\bar{v}$ руху потоку, пропорційний гідростатичному тиску, залежить від поперечного перетину стічного трубопроводу та в'язкості рідини. З (4.29) знаходимо відповідні похідні:

$$\frac{dL}{dt} = -\frac{S_c P_\Gamma}{8\pi\mu} \frac{1}{\bar{v}^2} \frac{d\bar{v}}{dt} \quad \text{і} \quad \frac{d^2 L}{dt^2} = \frac{S_c P_\Gamma}{8\pi\mu} \frac{1}{\bar{v}^2} \frac{d^2 \bar{v}}{dt^2}. \quad (4.30)$$

Підставимо рівняння (4.30) в (4.28). У результаті отримуємо наступне рівняння балансу зміни швидкостей у відділювачі бризку зі стоком рідини:

$$\frac{\partial v(x,\theta)}{\partial \theta} + \nu \frac{\partial^2 v(x,\theta)}{\partial x^2} + \left(\frac{l}{\theta}\right) \frac{dv(x,\theta)}{dx} = k_c \left(\tau \frac{d^2 \bar{v}}{dt^2} + \frac{d\bar{v}}{dt} \right). \quad (4.31)$$

де $k_c = \frac{S_c P_\Gamma}{8\pi\mu \bar{v}^2}$ – коефіцієнт, який має розмірність часу.

Дослідження роботи апаратів з різними рідинами показують, що коефіцієнт $k_c = S_c/\nu$, де ν – кінематична в'язкість рідини. Якщо прийняти до уваги, що $S_c/\nu = \theta_n$ де θ_n – деякий номінальний час перебування рідини в апараті, то рівняння (4.31) приводиться до такої форми:

$$\frac{\partial v(x,\theta)}{\partial \theta} + \nu \frac{\partial^2 v(x,\theta)}{\partial x^2} + \left(\frac{l}{\theta_n}\right) \frac{dv(x,\theta)}{dx} = \theta_n \left(\tau \frac{d^2 \bar{v}}{dt^2} + \frac{d\bar{v}}{dt} \right). \quad (4.32)$$

Рівняння (4.32) є нелінійним, але його рішення приводить до уточненої математичної моделі, яка дозволяє значно глибше оцінювати роботу бризковідділювача.

РОЗДІЛ 5. ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ СТАТИЧНИХ І ДИНАМІЧНИХ МОДЕЛЕЙ ВІДДІЛЮВАЧА БРИЗКУ 103-F СТАДІЇ КОНВЕРСІЇ ОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ

У попередньому пункті ми отримали аналітичне рішення для рівня конденсату:

$$\tau_2^2 \frac{d^2 L}{dt^2} + \tau_1 \frac{dL}{dt} + L = k_{OF} F_{Og} - \frac{dF_{kg}(x, t)}{dx} \quad (5.1)$$

Так як при переміщенні рідини через об'єкт її швидкість зменшується, то рішення рівняння (5.1) має вигляд:

$$L = k_{OF} F_{Og} \cdot \exp(-t / \tau_{L2}) \cdot [1 - \exp(-t / \tau_{L1})] \quad (5.2)$$

Виконаємо розрахунок перехідного процесу при відхиленні вхідних технологічних параметрів до 20% від їх нормованих (регламентних) значень.

Вихідні дані для розрахунку:

F1- витрата конденсату на виході, F1=8,0 м³/год;

Q- концентрація конденсату у охолодженому газі на виході, Q = 7,0 %;

D- діаметр апарату, D=2,2 м;

L- рівень у апараті, L=0,7 м;

T- температура у апараті, T=70°C;

F- витрата охолодженого газу, F=30000 м³/год;

Vp- об'єм апарату, Vp=17,8 м³.

Отримаємо за допомогою пакету Maple графіки при зміні складових рівняння реологічного переходу.

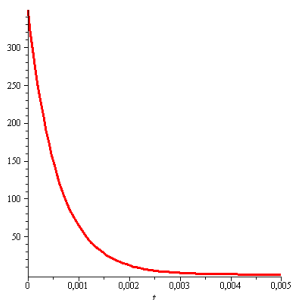
```
> restart;
> tau22 := (1/2)*D1*L1^2;
> tau12 := Vp1/F1;
> tau221 := (1/2)*D2*L2^2;
> tau121 := Vp2/F2;
> tau222 := (1/2)*D3*L3^2;
> tau122 := Vp3/F3;
```

```
> tau223 := (1/2)*D4*L4^2;  
> tau123 := Vp4/F4;  
> tau224 := (1/2)*D5*L5^2;  
> tau124 := Vp5/F5;  
> F11 := 7.0;  
> F12 := 7.5;  
> F13 := 8.0;  
> F14 := 8.5;  
> F15 := 9.5;  
> k2 := 1;  
> Vp1 := 14.2;  
> Vp2 := 16.0;  
> Vp3 := 17.8;  
> Vp4 := 19.6;  
> Vp5 := 21.4;  
> D1 := 1.8;  
> D2 := 2.0;  
> D3 := 2.2;  
> D4 := 2.4;  
> D5 := 2.6;  
> L1 := .5;  
> L2 := .6;  
> L3 := .7;  
> L4 := .8;  
> L5 := .9;  
> T1 := 56;  
> T2 := 63;  
> T3 := 70;  
> T4 := 77;  
> T5 := 84;  
> F1 := 24000.0;  
> F2 := 27000.0;  
> F3 := 30000.0;  
> F4 := 33000.0;  
> F5 := 36000.0;
```

```

> Q1 := 0.5e-2;
> Q2 := 0.6e-2;
> Q3 := 0.7e-2;
> Q4 := 0.8e-2;
> Q5 := 0.9e-2;
> m1 := F11*k2*T1*exp(-t/tau12)*(1-exp(-L1/tau22));
> m2 := F12*k2*T2*exp(-t/tau121)*(1-exp(-L2/tau221));
> m3 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m4 := F14*k2*T4*exp(-t/tau123)*(1-exp(-L4/tau223));
> m5 := F15*k2*T5*exp(-t/tau124)*(1-exp(-L5/tau224));
> with(plots);
> a1 := plot(m1, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a2 := plot(m2, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a3 := plot(m3, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a4 := plot(m4, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a5 := plot(m5, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> display(a1);

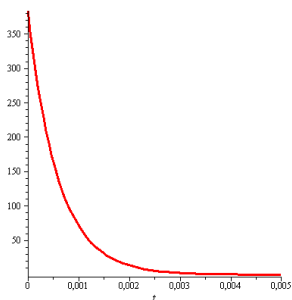
```



```

> display(a2);

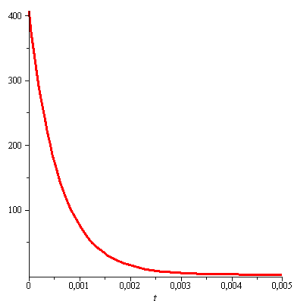
```



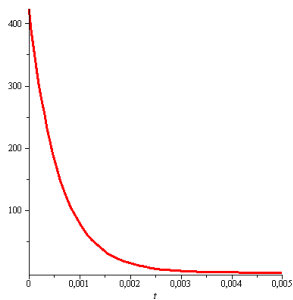
```

> display(a3);

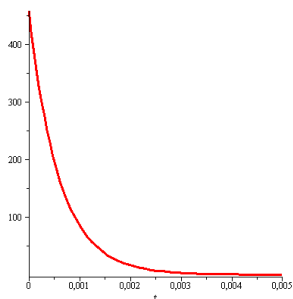
```



```
> display(a4);
```



```
> display(a5);
```



При зміні витрати технологічного конденсату F1

```
> restart;
```

```
> tau222 := (1/2)*D3*L3^2;
```

```
> tau122 := Vp3/F3;
```

```
> Vp3 := 17.8;
```

```
> D3 := 2.2;
```

```
> L3 := .7;
```

```
> T3 := 70;
```

```
> F3 := 8.0;
```

```
> k2 := 1.0;
```

```
> Q3 := 0.7e-2;
```

```
> F11 := 7.0;
```

```
> F12 := 7.5;
```

```
> F13 := 8.0;
```

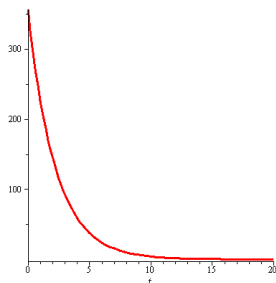
```
> F14 := 8.5;
```

```
> F15 := 9.0;
```

```

> m1 := F11*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m2 := F12*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m3 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m4 := F14*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m5 := F15*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> with(plots);
> a1 := plot(m1, t = 0 .. 20.0, thickness = 3);
> a2 := plot(m2, t = 0 .. 20.0, thickness = 3);
> a3 := plot(m3, t = 0 .. 20.0, thickness = 3);
> a4 := plot(m4, t = 0 .. 20.0, thickness = 3);
> a5 := plot(m5, t = 0 .. 20.0, thickness = 3);
> display(a1);

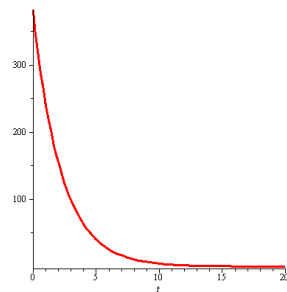
```



```

> display(a2);

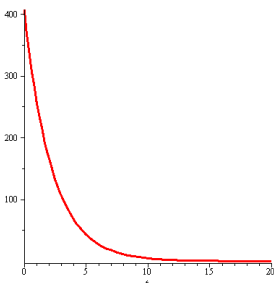
```



```

> display(a3);

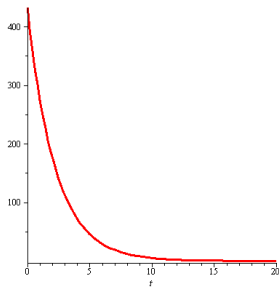
```



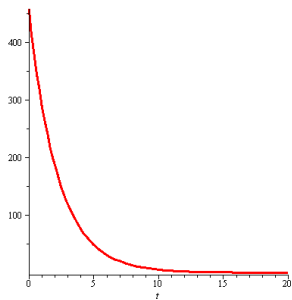
```

> display(a4);

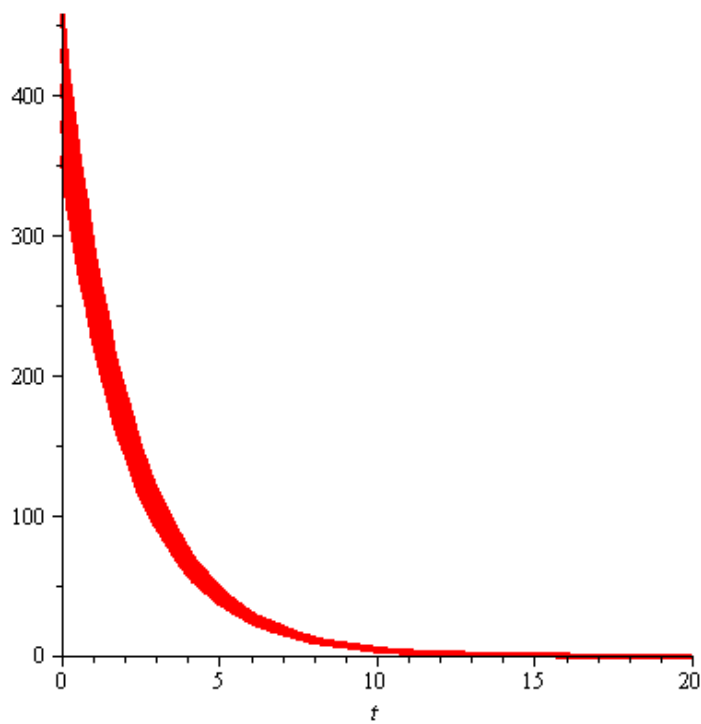
```



```
> display(a5);
```



```
> display(a1, a2, a3, a4, a5);
```



При зміні температури T1

```
> restart;
```

```
> tau222 := (1/2)*D3*L3^2;
```

```
> tau122 := Vp3/F3;
```

```
> Vp3 := 17.8;
```

```
> D3 := 2.2;
```

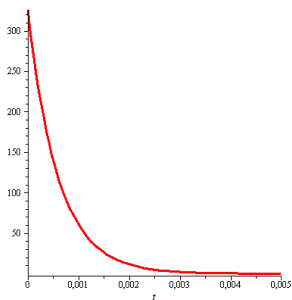
```
> L3 := .7;
```

```
> F3 := 30000.0;
```

```

> k2 := 1.0;
> Q3 := 0.7e-2;
> F13 := 8.0;
> T1 := 56;
> T2 := 63;
> T3 := 70;
> T4 := 77;
> T5 := 84;
> m1 := F13*k2*T1*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m2 := F13*k2*T2*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m3 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m4 := F13*k2*T4*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m5 := F13*k2*T5*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> with(plots);
> a1 := plot(m1, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a2 := plot(m2, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a3 := plot(m3, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a4 := plot(m4, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a5 := plot(m5, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> display(a1);

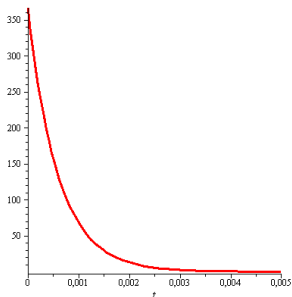
```



```

> display(a2);

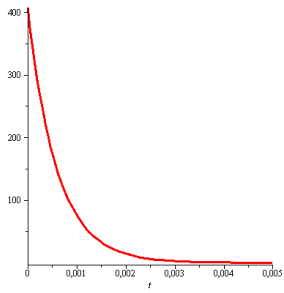
```



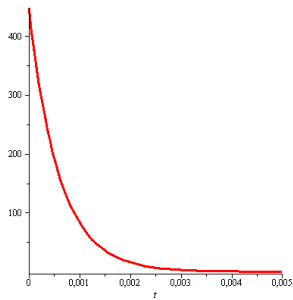
```

> display(a3);

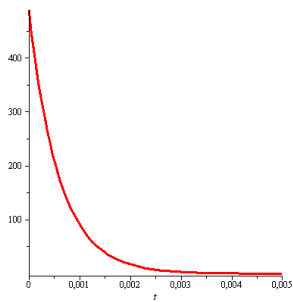
```



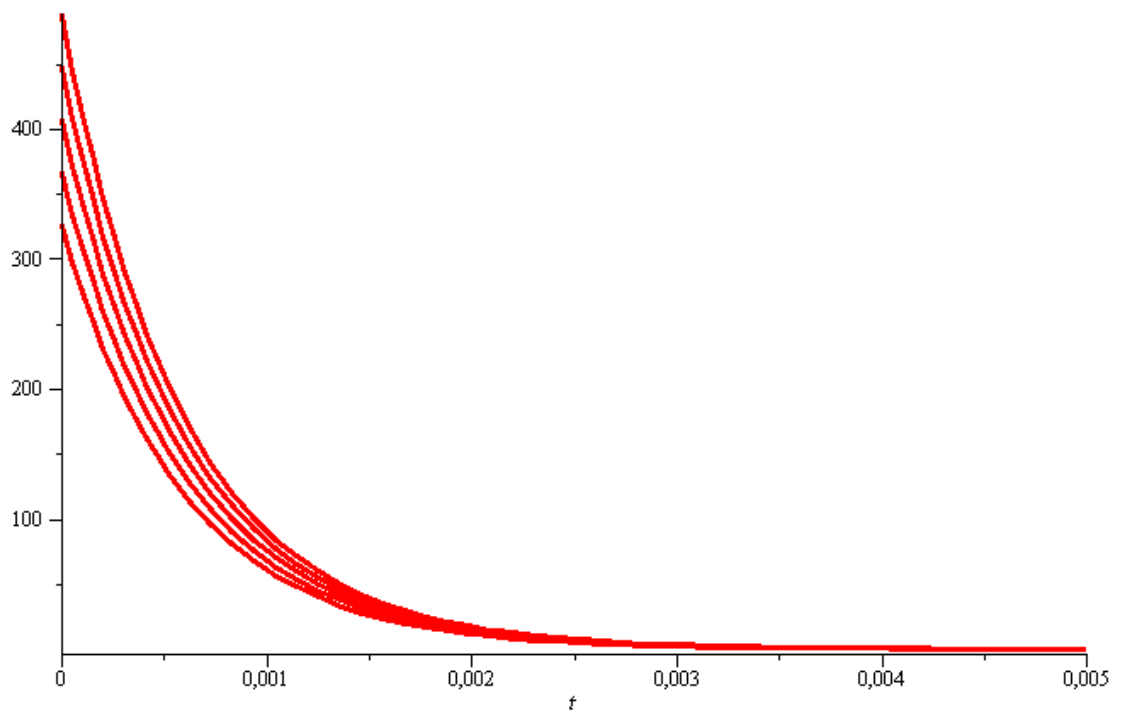
```
> display(a4);
```



```
> display(a5);
```



```
> display(a1, a2, a3, a4, a5);
```

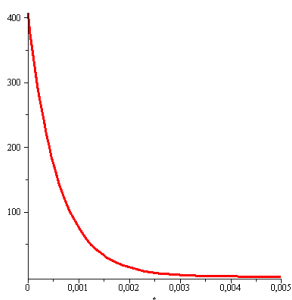


При зміні концентрації Q

```

> restart;
> tau222 := (1/2)*D3*L3^2;
> tau122 := Vp3/F3;
> Vp3 := 17.8;
> D3 := 2.2;
> L3 := .7;
> F3 := 30000.0;
> k2 := 1;
> Q1 := 0.5e-2;
> Q2 := 0.6e-2;
> Q3 := 0.7e-2;
> Q4 := 0.8e-2;
> Q5 := 0.9e-2;
> F13 := 8.0;
> T3 := 70;
> m1 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m2 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m3 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m4 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m5 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> with(plots);
> a1 := plot(m1, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a2 := plot(m2, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a3 := plot(m3, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a4 := plot(m4, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a5 := plot(m5, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> display(a1);

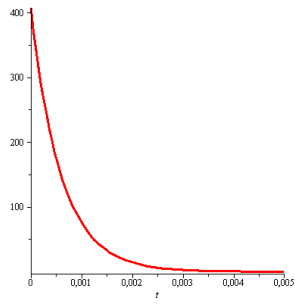
```



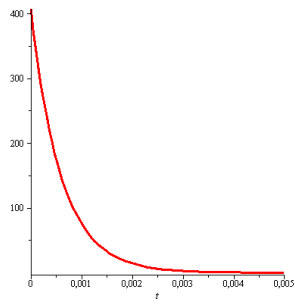
```

> display(a2);

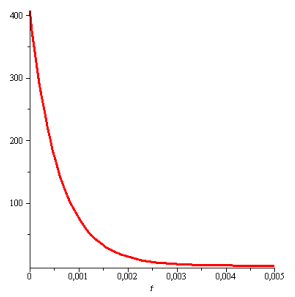
```



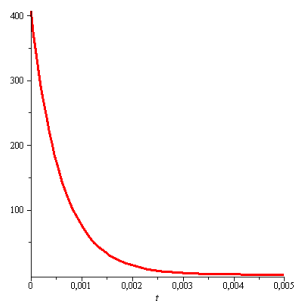
```
> display(a3);
```



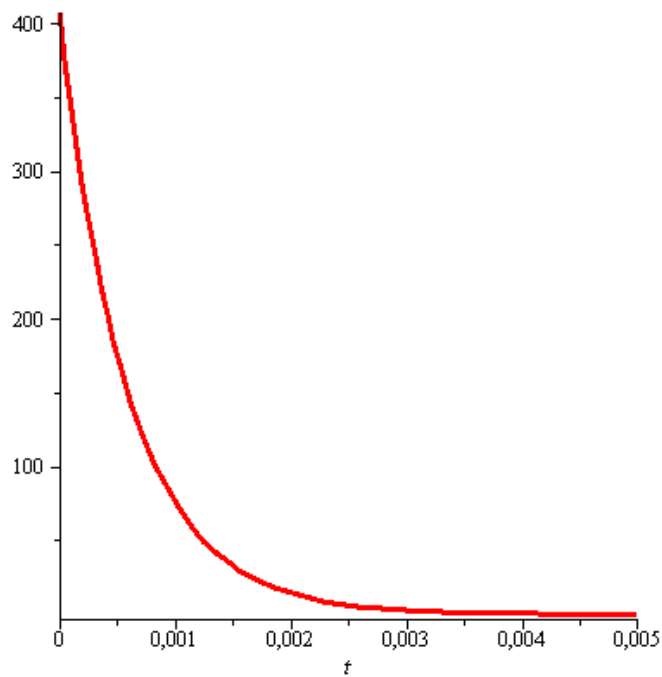
```
> display(a4);
```



```
> display(a5);
```



```
> display(a1, a2, a3, a4, a5);
```



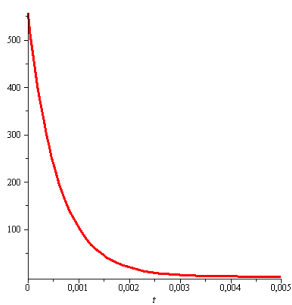
При зміні діаметру апарату D

```
> restart;
> tau122 := Vp3/F3;
> tau22 := (1/2)*D1*L3^2;
> tau221 := (1/2)*D2*L3^2;
> tau222 := (1/2)*D3*L3^2;
> tau223 := (1/2)*D4*L3^2;
> tau224 := (1/2)*D5*L3^2;
> Vp3 := 17.8;
> L3 := .7;
> F3 := 30000.0;
> k2 := 1.0;
> Q3 := 0.7e-2;
> F13 := 10.0;
> T3 := 70;
> D1 := 1.8;
> D2 := 2.0;
> D3 := 2.2;
> D4 := 2.4;
> D5 := 2.6;
> m1 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau22));
> m2 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau221));
```

```

> m3 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m4 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau223));
> m5 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau224));
> with(plots);
> a1 := plot(m1, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a2 := plot(m2, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a3 := plot(m3, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a4 := plot(m4, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a5 := plot(m5, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> display(a1);

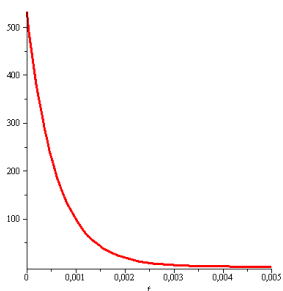
```



```

> display(a2);

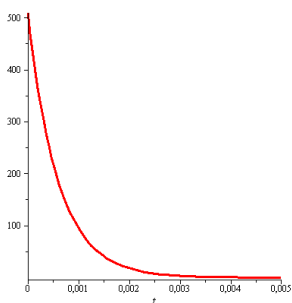
```



```

> display(a3);

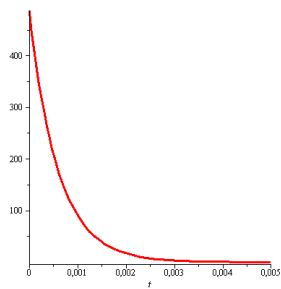
```



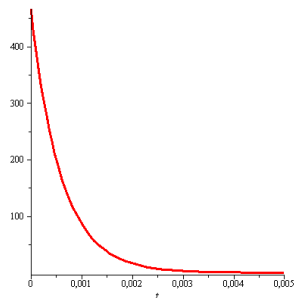
```

> display(a4);

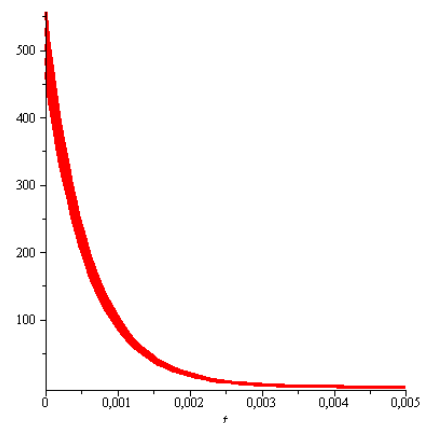
```



```
> display(a5);
```



```
> display(a1, a2, a3, a4, a5);
```



При зміні витрати конвертованого газу F

```
> restart;
```

```
> tau222 := (1/2)*D3*L3^2;
```

```
> tau12 := Vp3/F1;
```

```
> tau121 := Vp3/F2;
```

```
> tau122 := Vp3/F3;
```

```
> tau123 := Vp3/F4;
```

```
> tau124 := Vp3/F5;
```

```
> Vp3 := 17.8;
```

```
> L3 := .7;
```

```
> Q3 := 0.7e-2;
```

```
> F13 := 8.0;
```

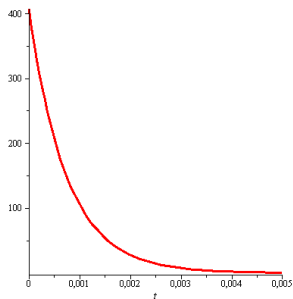
```
> k2 := 1;
```

```
> T3 := 70;
```

```

> D3 := 2.2;
> F1 := 24000.0;
> F2 := 27000.0;
> F3 := 30000.0;
> F4 := 33000.0;
> F5 := 36000.0;
> m1 := F13*k2*T3*exp(-t/tau12)*(1-exp(-L3/tau222));
> m2 := F13*k2*T3*exp(-t/tau121)*(1-exp(-L3/tau222));
> m3 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m4 := F13*k2*T3*exp(-t/tau123)*(1-exp(-L3/tau222));
> m5 := F13*k2*T3*exp(-t/tau124)*(1-exp(-L3/tau222));
> with(plots);
> a1 := plot(m1, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a2 := plot(m2, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a3 := plot(m3, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a4 := plot(m4, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a5 := plot(m5, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> display(a1);

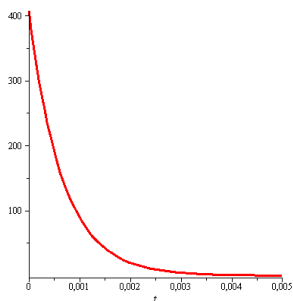
```



```

> display(a2);

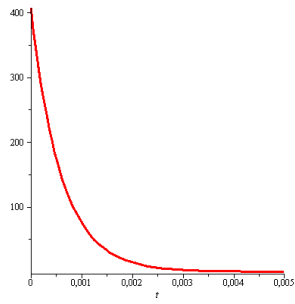
```



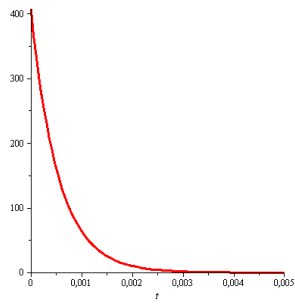
```

> display(a3);

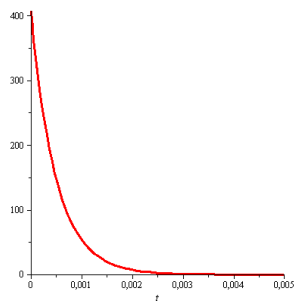
```



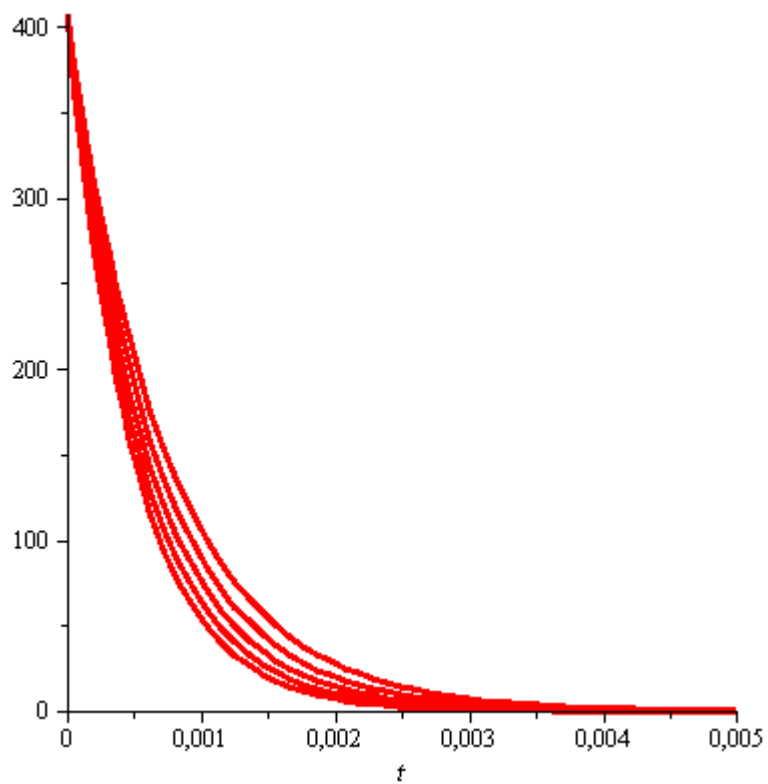
```
> display(a4);
```



```
> display(a5);
```



```
> display(a1, a2, a3, a4, a5);
```



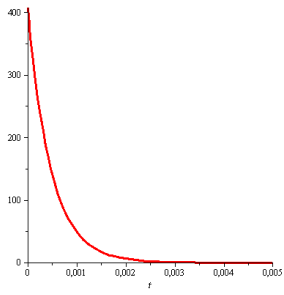
При зміні об'єму апарату V_p

```

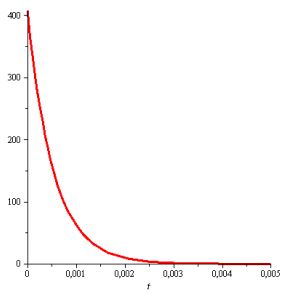
> restart;
> tau222 := (1/2)*D3*L3^2;
> tau12 := Vp1/F3;
> tau121 := Vp2/F3;
> tau122 := Vp3/F3;
> tau123 := Vp4/F3;
> tau124 := Vp5/F3;
> Vp3 := 17.8;
> L3 := .7;
> Q3 := 0.7e-2;
> F13 := 8.0;
> k2 := 1;
> T3 := 70;
> D3 := 2.2;
> F3 := 30000.0;

> Vp1 := 14.2;
> Vp2 := 16.0;
> Vp3 := 17.8;
> Vp4 := 19.6;
> Vp5 := 21.4;
> m1 := F13*k2*T3*exp(-t/tau12)*(1-exp(-L3/tau222));
> m2 := F13*k2*T3*exp(-t/tau121)*(1-exp(-L3/tau222));
> m3 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m4 := F13*k2*T3*exp(-t/tau123)*(1-exp(-L3/tau222));
> m5 := F13*k2*T3*exp(-t/tau124)*(1-exp(-L3/tau222));
> with(plots);
> a1 := plot(m1, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a2 := plot(m2, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a3 := plot(m3, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a4 := plot(m4, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a5 := plot(m5, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> display(a1);

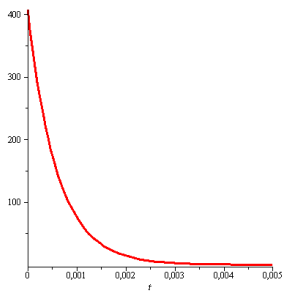
```



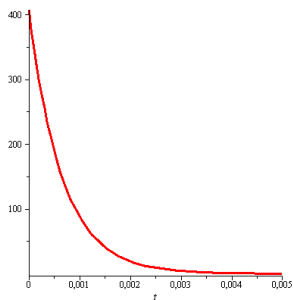
```
> display(a2);
```



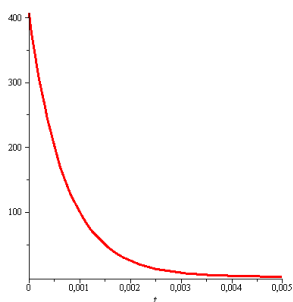
```
> display(a3);
```



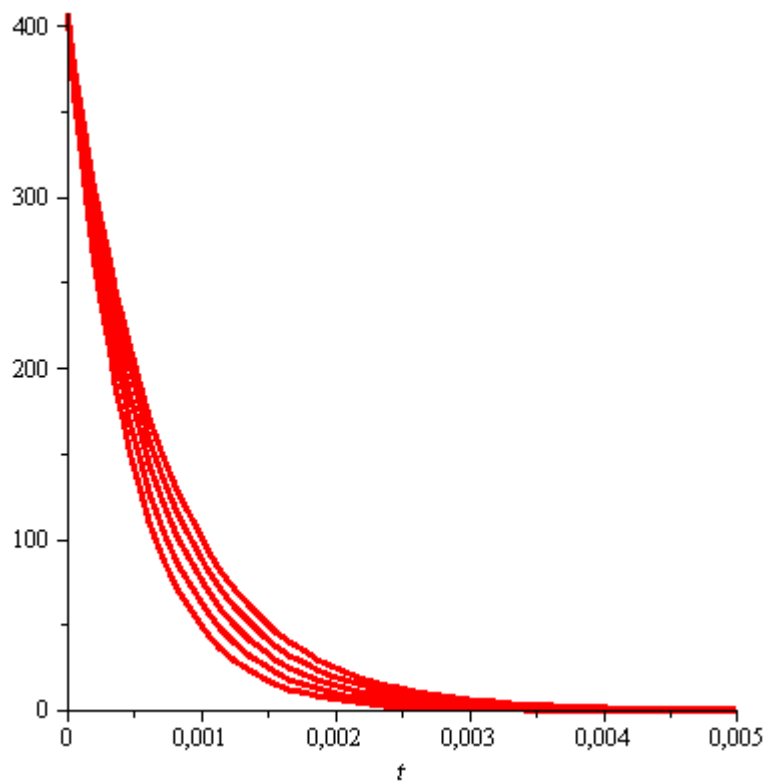
```
> display(a4);
```



```
> display(a5);
```



```
> display(a1, a2, a3, a4, a5);
```



При зміні рівня L

```

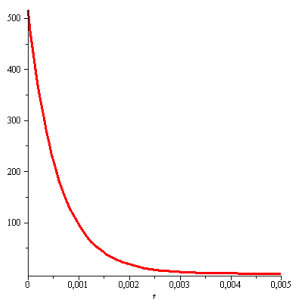
> restart;
> tau122 := Vp3/F3;
> tau22 := (1/2)*D3*L1^2;
> tau221 := (1/2)*D3*L2^2;
> tau222 := (1/2)*D3*L3^2;
> tau223 := (1/2)*D3*L4^2;
> tau224 := (1/2)*D3*L5^2;
> Vp3 := 17.8;
> Q3 := 0.7e-2;
> F13 := 8.0;
> T3 := 70;
> F3 := 30000.0;
> k2 := 1;
> D3 := 2.2;
> L1 := .5;
> L2 := .6;
> L3 := .7;
> L4 := .8;
> L5 := .9;

```

```

> m1 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau22));
> m2 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau221));
> m3 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau222));
> m4 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau223));
> m5 := F13*k2*T3*exp(-t/tau122)*(1-exp(-L3/tau224));
> with(plots);
> a1 := plot(m1, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a2 := plot(m2, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a3 := plot(m3, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a4 := plot(m4, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> a5 := plot(m5, t = 0 .. 0.5e-2, thickness = 3);
> display(a1);

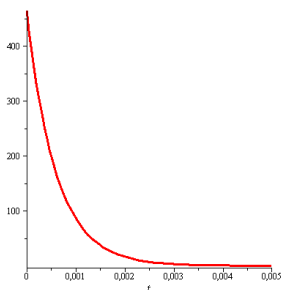
```



```

> display(a2);

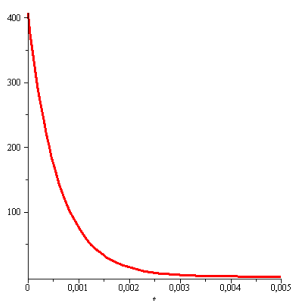
```



```

> display(a3);

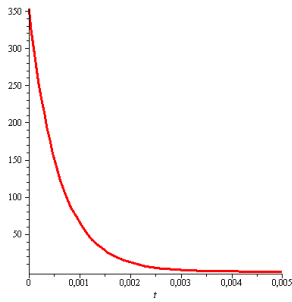
```



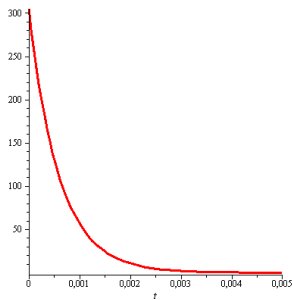
```

> display(a4);

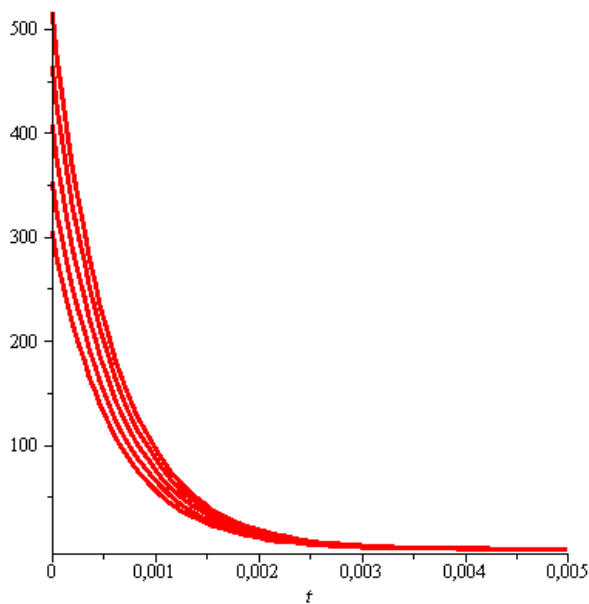
```



```
> display(a5);
```



```
> display(a1, a2, a3, a4, a5);
```



Таким чином, аналізуючи отримані графіки, можна зробити висновок, що зміна концентрації Q фактично не впливає на зміну основної вихідної величини – рівня у відділювачі бризку. Також можна константувати, що зміна витрати охолодженого газу F , витрати технологічного конденсату F , діаметру апарату D та об'єму апарату V_p не суттєво впливають на зміну основної вихідної величини – рівня у відділювачі бризку, а зміна рівня у апараті та температури у апараті доволі сильно впливають на зміну рівня у відділювачі бризку.

РОЗДІЛ 6. ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ОДНОКОНТУРНОЇ СИСТЕМИ РЕГУЛЮВАННЯ РІВНЯ В ВІДДІЛЮВАЧІ БРИЗКУ 103-F

6.1. Розробка структурних схем досліджуваних автоматичних систем керування та їх математичне описання

На рис. 6.1. показана структурна схема одноконтурної системи регулювання рівня конденсату у відділювачі бризку.

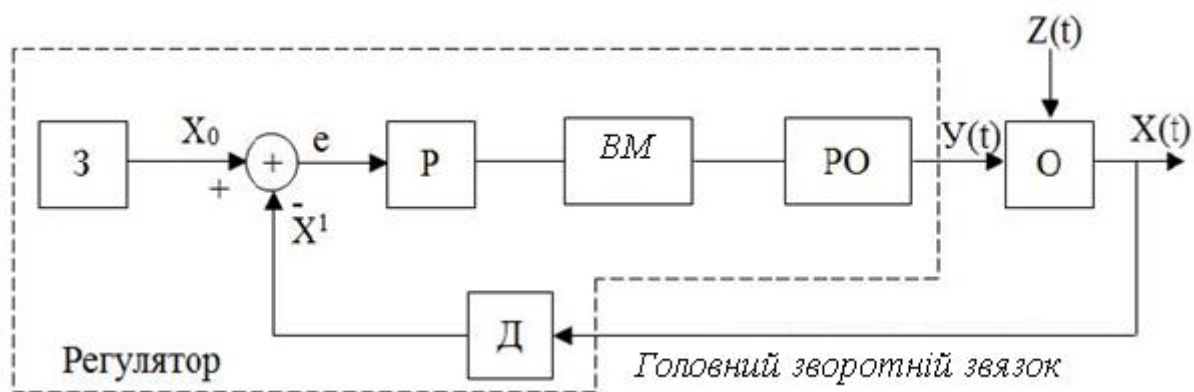


Рис. 6.1. Структурна схема одноконтурної системи

Одержавши оптимальні настроювання регулятора, а також передатну функцію компенсатора, можна визначити якість процесу регулювання. Для цього необхідно розрахувати криву перехідного процесу.

Перехідний процес являє собою залежність у часі регульованої координати АСР при несталих режимах роботи після зовнішнього збурювання або регулюючого впливу.

Основними показниками для оцінки перехідних процесів в АСР можуть бути такі:

- максимальне відхилення вихідної координати в перехідному режимі роботи від сталого значення (перерегулювання);
- час регулювання, тобто час протікання перехідного процесу, протягом якого регульована координата буде залишатися близької до сталого значення із заданою точністю;
- частота коливань;
- кількість коливань за час перехідного процесу;

- час досягнення першого максимуму;
- декремент загасання.

> restart;

> s:=I*w;

$s := w I$

> W:=0.009*(28.577*s+1)/(29.892*s^2+18.457*s+1);

$$W := \frac{0.009(28.577I w + 1)}{-29.892w^2 + 18.457I w + 1}$$

> R:=Re(W);

$$R := 0.009 \Re \left(\frac{28.577I w + 1}{-29.892w^2 + 18.457I w + 1} \right)$$

> M:=Im(W);

$$M := 0.009 \Im \left(\frac{28.577I w + 1}{-29.892w^2 + 18.457I w + 1} \right)$$

> A:=sqrt(R^2+M^2);

$$A := \sqrt{0.000081 \Re \left(\frac{28.577I w + 1}{-29.892w^2 + 18.457I w + 1} \right)^2 + 0.000081 \Im \left(\frac{28.577I w + 1}{-29.892w^2 + 18.457I w + 1} \right)^2}$$

> F:=arctan(M/R);

$$F := \arctan \left(\frac{1.000000000 \Im \left(\frac{28.577I w + 1}{-29.892w^2 + 18.457I w + 1} \right)}{\Re \left(\frac{28.577I w + 1}{-29.892w^2 + 18.457I w + 1} \right)} \right)$$

> plot(R,w=0..5);

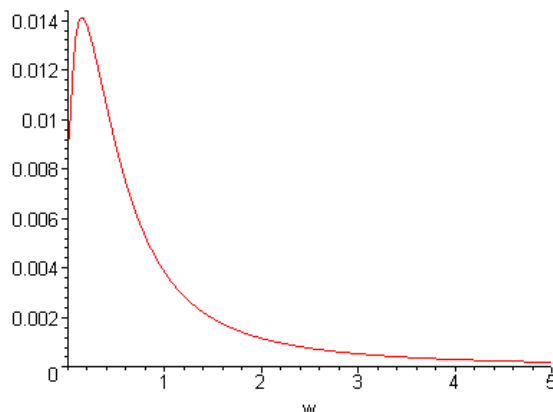


Рис. 6.2. Дійсна частотна характеристика одноконтурної системи

> plot(M,w=0..5);

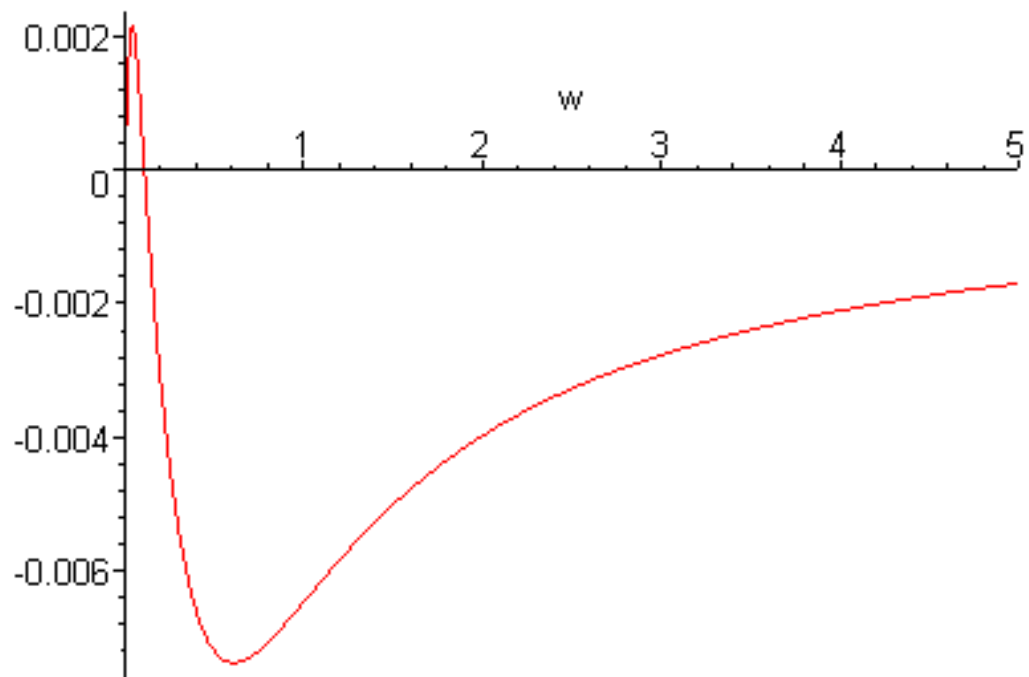


Рис. 6.3. Мніма частотна характеристика одноконтурної системи

```
> plot(A,w=0..5);
```

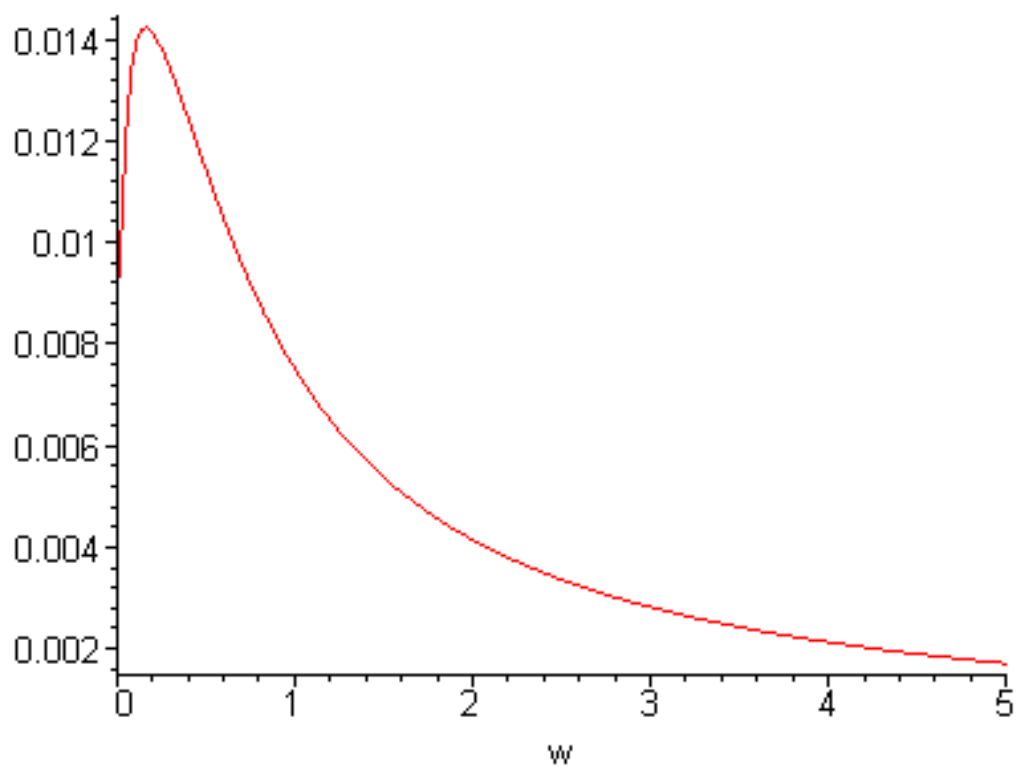


Рис. 6.4. Амплітудночастотна характеристика одноконтурної системи

```
> plot(F,w=0..5);
```

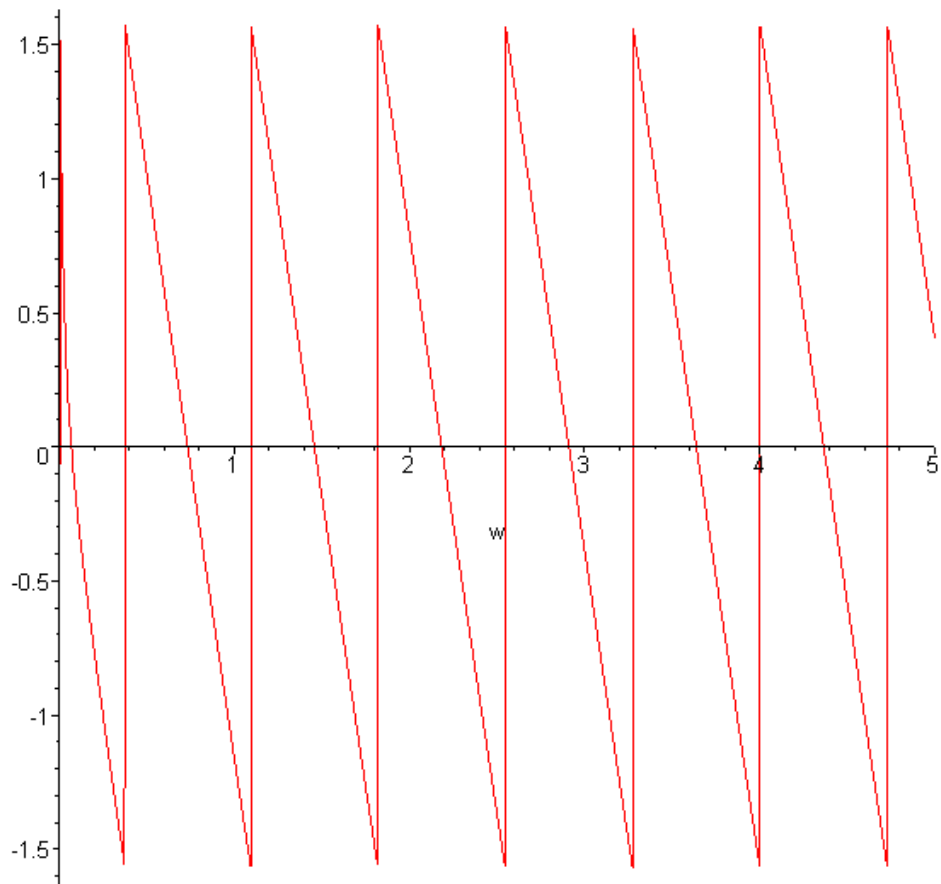


Рис. 6.5. Фазо-частотна характеристика одноконтурної системи

```

> restart;
> W:=0.009*(28.577*s+1)/(29.892*s^2+18.457*s+1);

$$W := \frac{0.009(28.577s + 1)}{29.892s^2 + 18.457s + 1}$$

> with(intrtrans);
[addtable, fourier, fouriercos, fouriersin, hankel, hilbert, invfourier, invhilbert,
 invlaplace, invmellin, laplace, mellin, savetable]
> y:=invlaplace(W/s,s,t);

$$y := 0.009000000000 + 0.4070687967 \cdot 10^{-10} e^{(-0.3087280878 t)} \\ (-0.2210928491 \cosh(0.2487152294) + 0.5753930946 \sinh(0.2487152294))$$

> plot(y,t=1..5000);

```

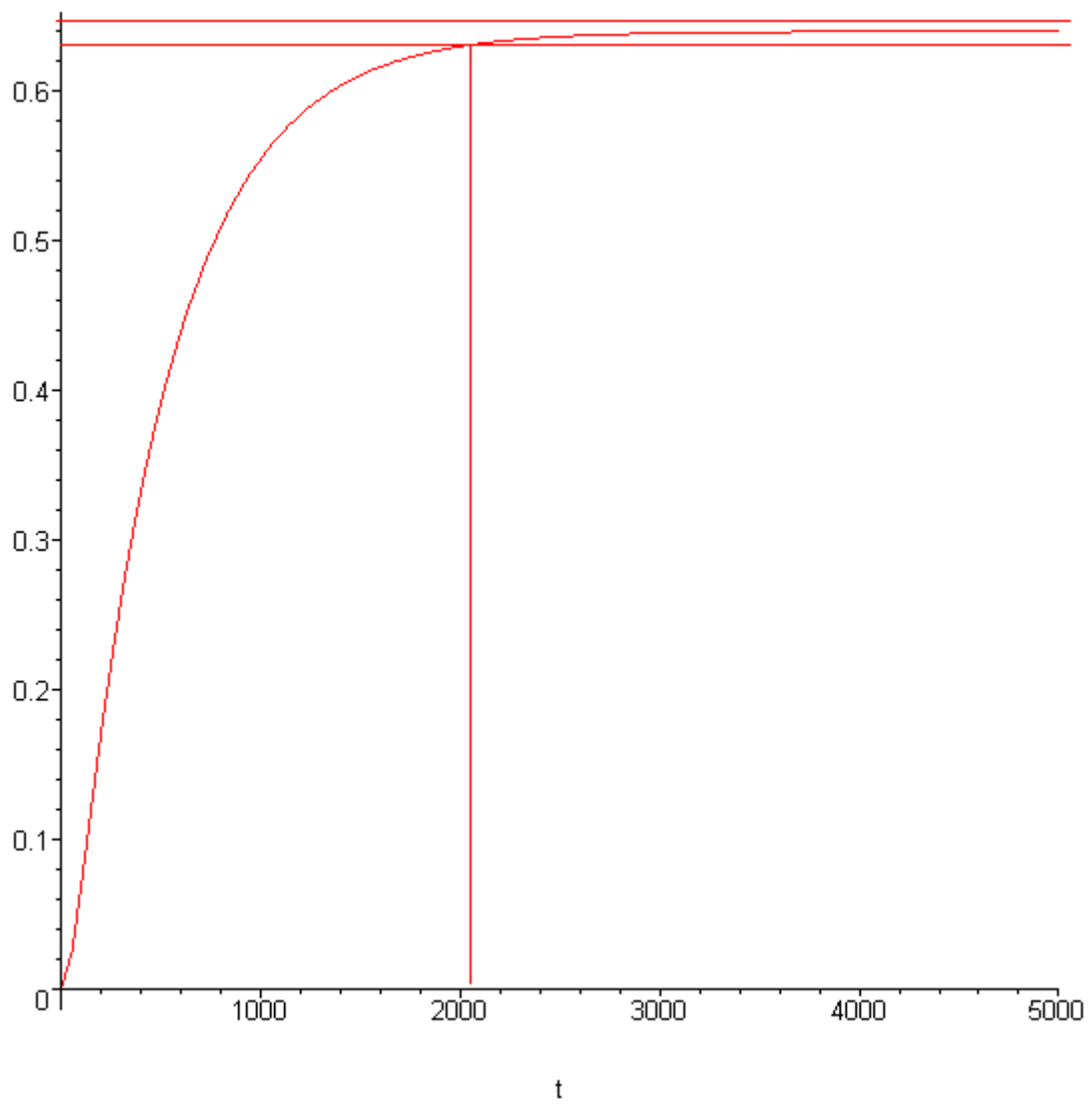


Рис. 6.6. Перехідний процес одноконтурної системи

ВИСНОВОК

У магістерській науково-дослідній роботі розглянуто питання підвищення ефективності та надійності автоматизованого контролю і регулювання відділювача бризку 103-F у технології конверсії оксиду вуглецю у виробництві аміаку. Актуальність обраної теми зумовлена важливою роллю відділювачів бризку в забезпеченні стабільних параметрів газового потоку та необхідністю вдосконалення систем автоматизації апаратів очищення газів.

У ході виконання роботи проведено аналіз сучасного стану автоматизації стадії конверсії оксиду вуглецю та існуючих систем контролю і регулювання відділювачів бризку в хімічних виробництвах. Встановлено, що в багатьох промислових установках автоматизація таких апаратів обмежується функціями контролю та аварійної сигналізації, що не забезпечує достатньої стабільності технологічних режимів за змінних умов роботи.

Досліджено відділювач бризку 103-F як об'єкт автоматизованого контролю та регулювання. Визначено основні керовані та збурювальні параметри, обґрунтовано доцільність застосування одноконтурної системи автоматичного регулювання рівня конденсату як основної регульованої величини.

Розроблено математичну модель процесу зміни рівня конденсату у відділювачі бризку 103-F, яка адекватно описує динамічні властивості об'єкта керування. Проведено теоретичні дослідження статичних і динамічних характеристик моделі, що дозволило оцінити вплив основних параметрів на поведінку системи та визначити умови її стійкої роботи.

На основі отриманої математичної моделі виконано синтез одноконтурної системи автоматичного регулювання рівня конденсату у відділювачі бризку 103-F. Проведено моделювання роботи системи в статичних і динамічних режимах, а також оцінено якість процесів регулювання за основними показниками динаміки. Отримані результати підтвердили можливість забезпечення стабільного режиму роботи апарата та зменшення коливань рівня конденсату.

Результати виконаної роботи свідчать про ефективність застосування математичного моделювання та одноконтурної системи автоматичного регулювання рівня для підвищення надійності роботи відділювача бризку 103-F у технології конверсії оксиду вуглецю. Запропоновані рішення можуть бути використані при модернізації існуючих систем автоматизації та при проектуванні нових комп'ютерно-інтегрованих систем контролю і керування апаратами очищення газів у хімічних виробництвах.

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Елисеев В. В., Программно-технические комплексы АСУ ТП. [Текст] /В. В. Елисеев, В. А. Ларгин, Г. Ю. Пивоваров. Учебное пособие. – К.: Издательско-полиграфический центр «Киевский университет», 2003. – 429 с.
2. Стенцель Й. І. Комп'ютерні системи автоматизації виробництва синтетичного аміаку [Текст] /Й. І. Стенцель, О. В. Поркуян, Т. Г. Сотнікова, К. А. Літвінов. Підручник. – Сєверодонецьк: Вид-во СНУ ім. В. Даля, 2020. – 353 с.
3. Стенцель Й. І. Вимірювання в хімічній технології. [Текст] /Й. І. Стенцель, О. Б. Целіщев, М. Г. Лорія. Підручник. /Під ред. проф. Й. І. Стенцеля. – Луганськ: Вид-во СНУ ім. В. Даля, 2007. – 480 с.
4. Стенцель Й. І. Автоматизація технологічних процесів хімічних виробництв [Текст] /Й. І. Стенцель. Навч. Посібник. – К.: ІСДО, 1995. – 360 с.
5. Теория автоматического регулирования. Ч1 [Текст] /Под ред. А. А. Воронова. – М.: Высш. шк., 1986. – 364 с.
6. Стенцель Й. І. Автоматизація технологічних процесів хімічних виробництв [Текст] /Й. І. Стенцель, О. В. Поркуян. Підручник. – Луганськ: Вид-во СНУ ім. В. Даля, 2010. – 300 с.
7. Лэм Г. Аналоговые и цифровые фильтры. Расчет и реализация. [Текст] /Г. Лэм. - М.: Изд-во «Мир», 1982. – 327 с.
8. Хемминг Р. В. Цифровые фильтры [Текст] /Р. В. Хемминг. -М.: Недра, 1987. – 286 с.
9. Постійний діючий технологічний регламент виробництва аміаку.