

СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
ІМЕНІ ВОЛОДИМИРА ДАЛЯ

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

ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА

до магістерської науково-дослідної роботи

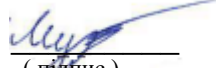
освітній ступінь: магістр

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

(шифр і назва спеціальності)

**на тему «Підвищення ефективності теплообміну в аміачному
виробництві шляхом створення комп'ютерно-інтегрованої системи
керування теплообмінником»**

Виконав: студент групи АТП-24дм


(підпис)

В.В. Мартиненко

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**

Мартиненку Віталію Валерійовичу

1. Тема магістерської НДР: «Підвищення ефективності теплообміну в аміачному виробництві шляхом створення комп'ютерно-інтегрованої системи керування теплообмінником»

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. Технічна документація та принципи роботи теплообмінних апаратів аміачного виробництва.

4.2. Інструкція з експлуатації автоматизованих систем контролю та керування теплообмінниками в аміачному виробництві.

4.3. Нормативно-технічні матеріали та рекомендації щодо проєктування систем автоматизованого керування теплообмінними процесами.

4.4. Публікації з питань автоматизованого контролю та керування процесами теплообміну в хімічній та азотній промисловості.

4.5. Публікації з математичного моделювання, аналізу та оптимізації систем керування теплообмінними апаратами із застосуванням комп'ютерно-інтегрованих технологій.

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

5.1. Вступ

5.2. Аналіз сучасного стану систем автоматизованого керування теплообмінними процесами в аміачному виробництві .

5.3. Аналіз методів керування теплообмінниками аміачного виробництва та постановка завдань магістерської науково-дослідної роботи .

5.4. Розробка математичної моделі теплообмінника аміачного виробництва як об'єкта керування .

5.5. Теоретичні дослідження математичної моделі теплообмінника та процесів теплообміну .

5.6. Розробка алгоритмів керування теплообмінником із використанням комп'ютерно-інтегрованої системи керування .

5.7. Моделювання роботи системи керування теплообмінником у статичних та динамічних режимах .

5.8. Аналіз результатів моделювання та оцінка ефективності підвищення теплообміну в аміачному виробництві .

5.9. Висновки.

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

6.1. Структурна схема системи автоматизованого керування теплообмінником аміачного виробництва.

6.1.1. Архітектура комп'ютерно-інтегрованої системи керування теплообмінником.

6.1.2. Алгоритмічні схеми автоматичного регулювання параметрів теплообміну.

6.2. Схема моделювання системи керування теплообмінником у динамічному режимі роботи.

6.3. Математична модель теплообмінника як об'єкта автоматизованого керування.

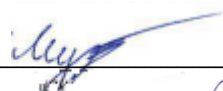
6.4. Статичні та динамічні характеристики системи керування теплообмінником.

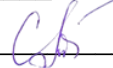
6.5. Результати моделювання та оцінка ефективності підвищення теплообміну в аміачному виробництві.

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

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів дипломного роботи	Термін виконання етапів роботи	Примітка
1	Аналіз сучасного стану автоматизації технологічних процесів теплообміну в аміачному виробництві.	1.11.2025	
2.	Аналіз автоматизованих систем контролю та керування теплообмінними апаратами в аміачному виробництві та розробка завдань для виконання магістерської науково-дослідної роботи.	1.11.2025	
3.	Розробка математичної моделі теплообмінника аміачного виробництва як об'єкта автоматизованого керування.	5.11.2025	
4.	Розробка мнемосхем комп'ютерно-інтегрованої системи управління (KICY) теплообмінником аміачного виробництва.	8.11.2025	
5.	Розробка програмного забезпечення роботи KICY ТП теплообмінника аміачного виробництва в динамічному режимі роботи.	15.11.2025	
6.	Теоретичні дослідження математичної моделі теплообмінника та процесів теплообміну в аміачному виробництві.	25.11.2025	
7.	Аналіз результатів теоретичних досліджень та оцінка ефективності комп'ютерно-інтегрованої системи керування теплообмінником.	1.12.2025	
9.	Оформлення пояснювальної записки магістерської роботи та підготовка презентаційних матеріалів.	14.12.2025	

Здобувач вищої освіти  В.В. Мартиненко

Керівник магістерської НДР  Т.Г. Сотнікова

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка 73 стор., 7 рисунків, 20 джерел.

ВИРОБНИЦТВО АМІАКУ, СИНТЕЗ АМІАКУ, СИНТЕЗ-ГАЗ,
КОЖУХОТРУБНИЙ ТЕПЛООБМІННИК, СТРУКТУРНО-ЛОГІЧНА
СХЕМА, МАТЕРІАЛЬНИЙ БАЛАНС, ТЕПЛОВИЙ БАЛАНС,
АВТОМАТИЗАЦІЯ, МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ, СИНТЕЗ АСР,
ФУНКЦІОНАЛЬНА СХЕМА, КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНА СИСТЕМА
КОНТРОЛЮ ТА УПРАВЛІННЯ.

Об'єктом теоретичного дослідження є процес синтезу аміаку у виробництві аміаку.

Метою магістерської науково-дослідної роботи є розробка комп'ютерно-інтегрованої системи контролю та управління теплообмінником стадії синтезу аміаку у виробництві аміаку та виконання досліджень математичних моделей теплообмінника та і двоконтурної каскадної САР температури у теплообмінника.

Метод дослідження – теоретичний із застосуванням ЕОМ.

У процесі роботи виконаний аналіз процесу як об'єкта керування, розроблені математичні моделі об'єкта керування на основі двох теорій, виконані теоретичні дослідження математичних моделей котла теплообмінника і двоконтурної каскадної АСР за температурою продукту у теплообміннику та виконаний синтез двоконтурної каскадної АСР.

ЗМІСТ

ВСТУП.....	4
Розділ 1. АНАЛІЗ СУЧАСНОГО СТАНУ АВТОМАТИЗАЦІЇ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ.....	6
1.1. Загальні тенденції розвитку автоматизації хімічних виробництв.....	7
1.2. Сучасні автоматизовані системи контролю та керування технологічними процесами в хімічній промисловості.....	10
1.3. Автоматизація процесів теплообміну в хімічних виробництвах.....	12
Розділ 2. АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ СТАДІЇ ВТОРИННОГО РИФОРМІНГУ У ВИРОБНИЦТВІ АМІАКУ.....	17
2.1 Загальна характеристика виробництва.....	17
2.2 Технологічна схема стадії синтезу аміаку	18
Розділ 3. РОЗРОБКА ТА ДОСЛІДЖЕННЯ МАТЕМАТИЧНИХ МОДЕЛЕЙ ТЕПЛООБМІННИКА СТАДІЇ СИНТЕЗУ АМІАКУ У ВИРОБНИЦТВІ АМІАКУ.....	21
3.1 Аналіз теплообмінника як об'єкта контролю та управління.....	21
3.2 Розробка математичних моделей теплообмінника.....	22
3.3 Аналіз результатів теоретичних досліджень математичної теплообмінника стадії синтезу аміаку у виробництві аміаку	31
Розділ 4. СИНТЕЗ ДВОКОНТУРНОЇ КАСКАДНОЇ АСР ТЕПЛООБМІННИКА.....	34
4.1 Аналіз результатів теоретичних досліджень двоконтурної каскадної АСР стабілізації температури	40
Розділ 5. КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНА СИСТЕМА УПРАВЛІННЯ ТЕПЛООБМІННИКОМ СТАДІЇ СИНТЕЗУ АМІАКУ У ВИРОБНИЦТВІ АМІАКУ	43
5.1. Вибір та обґрунтування архітектури АСУ ТП.....	43
5.2. Створення статичної моделі екрану у GENESIS 32.....	44

5.3. Сигналізації та блокування.....	46
Висновок.....	50
Список використаної літератури.....	51
Додаток А.....	52
Додаток Б.....	55
Додаток В.....	69

ВСТУП

Сучасний розвиток хімічної промисловості характеризується зростанням масштабів виробництва, ускладненням технологічних схем та підвищенням вимог до енергоефективності, безпеки й стабільності технологічних процесів. В умовах високих тисків і температур, характерних для виробництва аміаку, особливого значення набуває автоматизація процесів теплообміну, оскільки саме теплообмінні апарати істотно впливають на енергетичні витрати, якість продукції та надійність роботи обладнання.

Одним із ключових елементів стадії синтезу аміаку є кожухотрубні теплообмінники, призначені для передачі теплової енергії між потоками технологічних середовищ. Ефективність їх роботи визначається здатністю підтримувати задані температурні режими за умов дії збурювальних факторів, таких як зміна витрат, температури вхідних потоків, фізико-хімічних властивостей середовищ та стану теплопередавальної поверхні. Недостатній рівень автоматизованого керування теплообмінниками призводить до перевитрати енергії, зниження ресурсу обладнання та підвищення ризику аварійних ситуацій.

Сучасний етап розвитку автоматизації технологічних процесів пов'язаний із широким впровадженням комп'ютерно-інтегрованих систем керування, що базуються на використанні мікропроцесорної техніки, промислових контролерів, цифрових засобів вимірювання та програмно-апаратних комплексів верхнього рівня. Такі системи дозволяють реалізовувати складні алгоритми керування, виконувати математичне моделювання об'єктів у реальному часі, здійснювати моніторинг, архівацію та аналіз технологічних параметрів, а також підвищувати гнучкість і адаптивність систем автоматичного регулювання.

Особливу актуальність набуває застосування математичних моделей теплообмінних апаратів як основи для синтезу систем автоматичного регулювання. Адекватна математична модель дозволяє дослідити динамічні та статичні характеристики об'єкта керування, оцінити вплив збурень, обґрунтувати

вибір структури системи регулювання та параметрів регуляторів. Для теплообмінників, що працюють у складних технологічних умовах виробництва аміаку, доцільним є використання каскадних систем автоматичного регулювання температури, які забезпечують підвищення якості регулювання та зменшення впливу внутрішніх і зовнішніх збурень.

У зв'язку з цим розробка комп'ютерно-інтегрованої системи контролю та керування теплообмінником стадії синтезу аміаку з використанням математичного моделювання та синтезу системи автоматичного регулювання є актуальним науково-практичним завданням. Реалізація таких систем дозволяє підвищити ефективність теплообміну, знизити енергетичні витрати, забезпечити стабільність технологічного режиму та підвищити рівень безпеки виробництва.

Метою магістерської науково-дослідної роботи є розробка комп'ютерно-інтегрованої системи контролю та керування теплообмінником стадії синтезу аміаку у виробництві аміаку, а також проведення теоретичних досліджень математичної моделі теплообмінника і двоконтурної каскадної системи автоматичного регулювання температури.

Для досягнення поставленої мети в роботі виконано аналіз технологічного процесу як об'єкта керування, розроблено математичні моделі теплообмінника, досліджено їх статичні та динамічні характеристики, здійснено синтез двоконтурної каскадної системи автоматичного регулювання температури та обґрунтовано структуру комп'ютерно-інтегрованої системи контролю та керування.

Методом дослідження у роботі є теоретичний аналіз із використанням засобів обчислювальної техніки та математичного моделювання.

РОЗДІЛ 1. АНАЛІЗ СУЧАСНОГО СТАНУ АВТОМАТИЗАЦІЇ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

Хімічні виробництва належать до найбільш складних і відповідальних галузей промисловості, оскільки характеризуються багатостадійністю технологічних процесів, високими температурами та тисками, наявністю агресивних і вибухонебезпечних середовищ, а також жорсткими вимогами до стабільності режимів і якості продукції. За таких умов автоматизація технологічних процесів є не лише засобом підвищення ефективності виробництва, але й ключовим фактором забезпечення промислової безпеки та надійності роботи обладнання.

Сучасний етап розвитку хімічної промисловості характеризується переходом від локальної автоматизації окремих апаратів до впровадження інтегрованих автоматизованих систем керування технологічними процесами, що охоплюють усі рівні управління — від первинних засобів вимірювання до систем диспетчерського контролю та аналізу даних. Такий підхід дозволяє забезпечити безперервний моніторинг технологічних параметрів, оперативне реагування на збурення та оптимізацію режимів роботи в реальному часі.

Особливе значення в хімічних виробництвах мають процеси теплообміну, які суттєво впливають на енергоспоживання, продуктивність та стабільність технологічних ліній. Саме тому аналіз сучасного стану автоматизації технологічних процесів є необхідною передумовою для обґрунтування доцільності впровадження комп'ютерно-інтегрованих систем керування теплообмінними апаратами та вибору ефективних методів автоматичного регулювання.

У цьому розділі розглянуто основні тенденції розвитку автоматизації хімічних виробництв, а також сучасні підходи до побудови автоматизованих систем контролю та керування технологічними процесами.

1.1. Загальні тенденції розвитку автоматизації хімічних виробництв

Розвиток автоматизації хімічних виробництв тісно пов'язаний із ускладненням технологічних процесів та зростанням вимог до їх керованості. Традиційні системи автоматичного регулювання, що базувались на аналогових приладах і локальних регуляторах, поступово замінюються цифровими системами з використанням програмованих логічних контролерів, промислових комп'ютерів і мережевих технологій.

Сучасні автоматизовані системи керування технологічними процесами (АСК ТП) у хімічній промисловості характеризуються багаторівневою структурою. На нижньому рівні здійснюється вимірювання основних технологічних параметрів — температури, тиску, витрати, рівня та складу середовищ — за допомогою первинних перетворювачів і датчиків. На середньому рівні реалізується логіка керування та автоматичного регулювання, а верхній рівень забезпечує візуалізацію процесів, архівацію даних, формування звітів і підтримку прийняття рішень оператором.

Однією з ключових тенденцій є інтеграція функцій контролю, керування та оптимізації в межах єдиної комп'ютерно-інтегрованої системи. Це дозволяє не лише підтримувати задані технологічні режими, але й здійснювати аналіз ефективності роботи обладнання, прогнозувати відхилення параметрів і підвищувати енергоефективність виробництва.

1.2. Сучасні автоматизовані системи контролю та керування технологічними процесами в хімічній промисловості

У сучасних хімічних виробництвах широкого застосування набули автоматизовані системи керування, побудовані на базі промислових контролерів провідних виробників, таких як Siemens, Schneider Electric, ABB, Emerson та інших. Ці системи забезпечують високу надійність роботи, гнучкість конфігурації та можливість масштабування відповідно до складності технологічного процесу.

Важливою складовою сучасних АСК ТП є використання SCADA-систем, які дозволяють оператору здійснювати наочний контроль за перебігом технологічного процесу за допомогою мнемосхем, трендів та повідомлень про аварійні ситуації. Завдяки цьому знижується навантаження на обслуговуючий персонал та підвищується оперативність реагування на нестандартні режими.

Особливе місце в системах автоматизації хімічних виробництв займають системи автоматичного регулювання параметрів теплообміну. Враховуючи інерційність теплообмінних апаратів та значний вплив збурювальних факторів, для їх керування застосовуються ПД-регулятори, каскадні та комбіновані системи регулювання. Використання математичних моделей об'єктів керування дозволяє обґрунтувати вибір структури САР та параметрів регуляторів, що забезпечує підвищення якості регулювання і стабільності технологічних режимів.

Таким чином, сучасні автоматизовані системи контролю та керування в хімічній промисловості є комплексними технічними рішеннями, спрямованими на підвищення ефективності, безпеки та економічної доцільності виробництва, що створює передумови для впровадження комп'ютерно-інтегрованих систем керування теплообмінними апаратами.

1.3. Автоматизація процесів теплообміну в хімічних виробництвах

Процеси теплообміну є невід'ємною складовою більшості технологічних схем хімічних виробництв і суттєво впливають на їх енергоефективність, продуктивність та стабільність технологічних режимів. У виробництві аміаку теплообмінні апарати використовуються для нагрівання та охолодження газових і рідинних потоків, рекуперації тепла, підтримання оптимальних температурних умов протікання хімічних реакцій і захисту обладнання від перевантажень.

Особливістю теплообмінних процесів у хімічній промисловості є їх інерційність, значна тривалість перехідних процесів та висока чутливість до збурювальних факторів. До таких факторів належать зміни витрат теплоносія і продукту, коливання температури на вході в теплообмінник, забруднення теплопередавальних поверхонь, а також зміна фізико-хімічних властивостей середовищ. Це ускладнює забезпечення стабільного температурного режиму та зумовлює необхідність застосування ефективних систем автоматичного регулювання.

Автоматизація процесів теплообміну, як правило, базується на регулюванні температури продукту на виході з теплообмінника шляхом зміни витрати теплоносія. У найпростіших випадках застосовуються одноконтурні системи автоматичного регулювання температури з використанням ПІД-регуляторів. Проте для складних теплообмінних апаратів, що працюють в умовах значних збурень і запізнень, такі системи не завжди забезпечують необхідну якість регулювання.

У сучасних хімічних виробництвах дедалі ширше застосовуються багатоконтурні та каскадні системи автоматичного регулювання, які дозволяють компенсувати вплив збурень ще на ранніх етапах їх виникнення. Зокрема, каскадні системи регулювання температури теплообмінників забезпечують більш швидку реакцію на зміни параметрів теплоносія та підвищують стійкість системи керування в динамічних режимах роботи.

Важливим елементом автоматизації процесів теплообміну є використання математичних моделей теплообмінних апаратів як об'єктів керування. Математичне моделювання дозволяє дослідити динамічні та статичні характеристики теплообмінника, визначити його передавальні функції, оцінити вплив запізнень і збурювальних факторів, а також обґрунтувати вибір структури системи автоматичного регулювання та параметрів регуляторів. На основі моделей можуть бути реалізовані алгоритми оптимального керування, що сприяють підвищенню енергоефективності технологічного процесу.

Сучасний рівень автоматизації теплообмінних процесів у хімічній промисловості тісно пов'язаний із впровадженням комп'ютерно-інтегрованих систем керування. Такі системи забезпечують об'єднання функцій контролю, регулювання, візуалізації та аналізу технологічних параметрів у єдиному інформаційному середовищі. Використання промислових контролерів, SCADA-систем і спеціалізованого програмного забезпечення дозволяє реалізовувати складні алгоритми керування, здійснювати моніторинг роботи теплообмінників у реальному часі та підвищувати надійність експлуатації обладнання.

Автоматизація процесів теплообміну є одним із ключових напрямів підвищення ефективності хімічних виробництв. Застосування математичного моделювання та комп'ютерно-інтегрованих систем керування створює передумови для оптимізації температурних режимів, зниження енергетичних витрат і забезпечення стабільної та безпечної роботи теплообмінних апаратів, що є особливо актуальним для стадії синтезу аміаку.

РОЗДІЛ 2. АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ СТАДІЇ СИНТЕЗУ АМІАКУ У ВИРОБНИЦТВІ АМІАКУ

Стадія синтезу аміаку є однією з ключових і найбільш відповідальних ланок технологічної схеми виробництва аміаку, оскільки саме на цьому етапі відбувається безпосереднє утворення цільового продукту в умовах високих температур і тисків. Ефективність та надійність роботи цієї стадії значною мірою визначають продуктивність усього виробництва, рівень енергоспоживання та якість готової продукції.

Технологічний процес синтезу аміаку характеризується складною взаємодією фізико-хімічних явищ, зокрема тепло- та масообміну, хімічних реакцій на каталізаторі, циркуляції газових потоків і рекуперації теплової енергії. За таких умов забезпечення стабільного температурного режиму є одним із основних завдань керування, оскільки від температури безпосередньо залежать швидкість реакції синтезу, рівень конверсії та термін служби каталізатора.

Важливу роль у стадії синтезу аміаку відіграють теплообмінні апарати, які забезпечують попередній підігрів і охолодження газових потоків, а також ефективне використання тепла реакції. Саме теплообмінники є тими елементами технологічної схеми, через які реалізується значна частина енергетичного балансу процесу. Недостатня керованість режимів їх роботи може призводити до перевитрат енергії, погіршення умов протікання реакції та виникнення аварійних ситуацій.

З огляду на складність технологічного процесу та наявність численних збурювальних факторів, стадія синтезу аміаку потребує застосування сучасних автоматизованих і комп'ютерно-інтегрованих систем керування. Аналіз технологічної схеми як об'єкта керування дозволяє виявити основні параметри, що підлягають автоматичному контролю та регулюванню, визначити взаємозв'язки між ними та обґрунтувати доцільність використання певних структур систем автоматичного регулювання.

У цьому розділі наведено загальну характеристику виробництва аміаку та виконано аналіз технологічного процесу стадії синтезу аміаку з точки зору автоматизації. Особливу увагу приділено теплообмінним апаратам як об'єктам контролю та керування, що створює основу для подальшої розробки математичних моделей та синтезу систем автоматичного регулювання у наступних розділах роботи.

2.1. Загальна характеристика виробництва аміаку

Виробництво аміаку є одним із базових процесів хімічної промисловості та відіграє ключову роль у забезпеченні сировиною азотних добрив і багатьох інших хімічних продуктів. Сучасні аміачні виробництва характеризуються великою одиничною потужністю, безперервним режимом роботи та високими вимогами до енергоефективності, безпеки й стабільності технологічних параметрів.

Технологічна схема виробництва аміаку включає кілька основних стадій, серед яких підготовка та очищення сировини, одержання синтез-газу, його очищення від домішок, синтез аміаку та подальше охолодження і відділення продукту. Ключовим етапом є стадія синтезу аміаку, на якій у присутності залізного каталізатора відбувається реакція взаємодії азоту і водню за підвищених температур і тисків.

Процес синтезу аміаку здійснюється в циркуляційному контурі, що забезпечує багаторазове проходження газової суміші через реактор синтезу з метою підвищення ступеня перетворення реагентів. Для підтримання оптимальних умов реакції широко застосовуються теплообмінні апарати, призначені для рекуперації тепла, попереднього підігріву свіжих потоків та охолодження газів після реактора.

Особливістю виробництва аміаку є значна роль теплових процесів, зумовлена екзотермічним характером реакції синтезу. Ефективне використання тепла реакції дозволяє зменшити енергетичні витрати виробництва та забезпечити стабільність температурного режиму на всіх ділянках технологічної схеми. У

цьому контексті теплообмінники є важливими елементами, від надійності та керованості яких залежить загальна ефективність процесу.

Виробництво аміаку належить до категорії небезпечних технологічних процесів, що обумовлено використанням вибухонебезпечних газових сумішей, високими тисками та температурами. Це зумовлює необхідність впровадження сучасних автоматизованих систем контролю та керування, які забезпечують безперервний моніторинг технологічних параметрів, своєчасне виявлення відхилень і реалізацію захисних функцій.

Сучасне виробництво аміаку є складною багаторівневою технологічною системою, ефективність функціонування якої значною мірою залежить від рівня автоматизації та якості керування теплообмінними процесами. Це визначає актуальність досліджень, спрямованих на розробку комп'ютерно-інтегрованих систем керування теплообмінниками стадії синтезу аміаку.

2.2. Технологічна схема стадії синтезу аміаку

Стадія синтезу аміаку є центральною ланкою технологічного процесу виробництва аміаку і реалізується в умовах високого тиску та підвищених температур у циркуляційному контурі синтез-газу. Основною метою цієї стадії є забезпечення максимально можливого ступеня перетворення азоту і водню в аміак за збереження стабільних і безпечних режимів роботи обладнання.

Синтез-газ, що надходить на стадію синтезу, являє собою суміш азоту і водню з незначною кількістю інертних домішок та аміаку. Для підвищення ефективності процесу використовується циркуляційна схема, відповідно до якої непрореагувавший газ після відділення аміаку повторно повертається в реактор синтезу. Такий підхід дозволяє підтримувати оптимальний склад газової суміші та зменшувати втрати реагентів.

Важливою особливістю стадії синтезу аміаку є наявність розвиненої системи теплообміну, яка забезпечує рекуперацію тепла екзотермічної реакції та формування необхідних температурних режимів у реакторі й допоміжному обладнанні. У технологічній схемі широко застосовуються кожухотрубні

теплообмінники, призначені для підігріву свіжого синтез-газу, охолодження газів після реактора та передачі теплової енергії між потоками з різними температурними рівнями.

Підтримання заданих температурних параметрів на вході та виході з теплообмінних апаратів є критично важливим для стабільної роботи каталізатора і забезпечення необхідної швидкості реакції синтезу аміаку. Зміна витрат газу, коливання температури вхідних потоків і зміна теплотехнічних характеристик теплообмінників у процесі експлуатації створюють значні збурення, які потребують ефективного автоматизованого керування.

З огляду на складність технологічної схеми та підвищені вимоги до надійності роботи обладнання, стадія синтезу аміаку оснащується автоматизованими системами контролю та керування. Вони забезпечують вимірювання основних технологічних параметрів, реалізацію алгоритмів автоматичного регулювання, а також виконання захисних і блокувальних функцій у разі виникнення аварійних ситуацій.

Для наочного відображення взаємозв'язків між основними елементами технологічної схеми та засобами автоматизації на рис. 2.1 наведено схему автоматизації стадії синтезу аміаку.

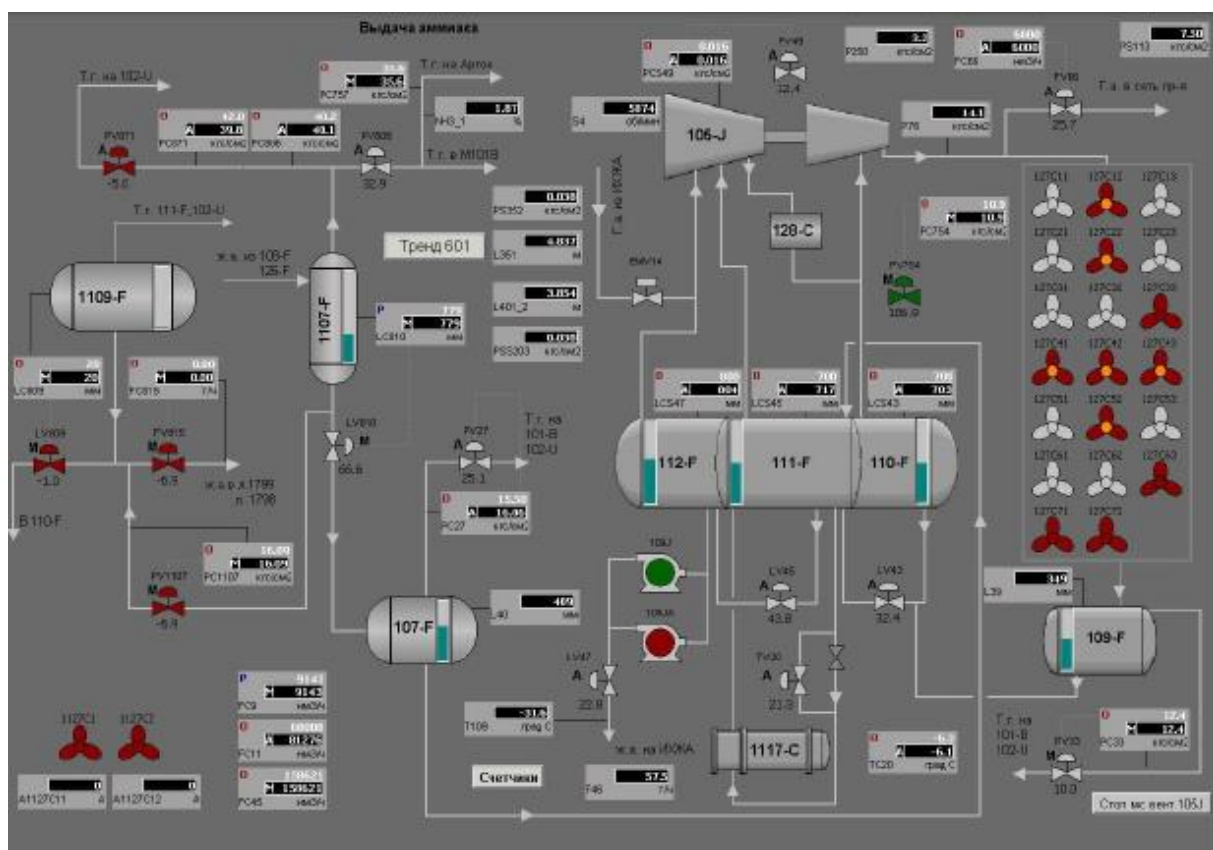


Рис. 2.1. Автоматизація стадії синтезу аміаку

Як видно з наведеної схеми автоматизації, технологічний процес стадії синтезу аміаку характеризується наявністю значної кількості контурів контролю та регулювання, спрямованих на забезпечення стабільних параметрів газових потоків і безпечної експлуатації обладнання. Основними контрольованими параметрами є температура, тиск, витрата та склад газової суміші на ключових ділянках технологічної схеми.

Особливе місце в системі автоматизації займають теплообмінні апарати, через які проходять основні газові потоки циркуляційного контуру. Саме в цих апаратах відбувається передача теплової енергії між гарячими газами після реактора синтезу та холоднішими потоками синтез-газу, що надходять у колонну. Для забезпечення заданих температурних режимів у теплообмінниках передбачено автоматичне регулювання витрати теплоносія або газового потоку шляхом керування регулювальною арматурою.

Контури автоматичного регулювання температури реалізуються, як правило, із застосуванням ПІД-регуляторів, які забезпечують стабілізацію температури

продукту на виході з теплообмінників. У зв'язку з високою інерційністю теплообмінних апаратів та наявністю значних запізнень у каналах регулювання, особливу увагу приділяють правильному вибору місць встановлення датчиків температури та налаштуванню параметрів регуляторів.

Крім контурів температурного регулювання, у схемі автоматизації передбачено контроль і стабілізацію тиску в циркуляційному контурі, що є важливим чинником безпечної роботи колони синтезу. Регулювання тиску здійснюється шляхом керування витратою газу, відкриттям байпасних ліній та роботою компресорного обладнання. Системи захисту і блокування забезпечують автоматичне реагування на перевищення допустимих значень тиску і температури, запобігаючи розвитку аварійних ситуацій.

Важливою складовою автоматизації є контроль витрат газових потоків, який дозволяє оцінювати ефективність роботи циркуляційного контуру та своєчасно виявляти відхилення від регламентних режимів. Дані вимірювань надходять до системи керування, де використовуються як для реалізації алгоритмів автоматичного регулювання, так і для інформаційної підтримки оператора.

Стадія синтезу аміаку являє собою складний об'єкт автоматизованого керування з багатьма взаємопов'язаними параметрами. Центральну роль у забезпеченні стабільності технологічного режиму відіграють теплообмінні апарати, які потребують точного й надійного автоматичного регулювання температури. Це обґрунтовує доцільність детального аналізу теплообмінника як об'єкта контролю та керування і подальшої розробки його математичної моделі, що буде виконано в наступному розділі роботи.

РОЗДІЛ 3. РОЗРОБКА ТА ДОСЛІДЖЕННЯ МАТЕМАТИЧНИХ МОДЕЛЕЙ ТЕПЛООБМІННИКА СТАДІЇ СИНТЕЗУ АМІАКУ У ВИРОБНИЦТВІ АМІАКУ

Ефективність автоматизованого керування технологічними процесами значною мірою визначається адекватністю математичного опису об'єктів керування. Для складних теплотехнічних апаратів, що функціонують у складі хімічних виробництв, математичне моделювання є необхідним етапом аналізу динамічних властивостей об'єкта, оцінки впливу збурювальних факторів та обґрунтування структури систем автоматичного регулювання.

Теплообмінник стадії синтезу аміаку є інерційним об'єктом з розподіленими параметрами, в якому одночасно протікають процеси теплопередачі, акумулювання теплової енергії та конвективного перенесення тепла. Такі особливості ускладнюють забезпечення стабільного температурного режиму і потребують детального дослідження статичних та динамічних характеристик об'єкта керування.

У цьому розділі виконано аналіз теплообмінника як об'єкта контролю та управління, розроблено його математичні моделі та проведено теоретичні дослідження їх характеристик. Отримані результати є основою для подальшого синтезу системи автоматичного регулювання температури та оцінки ефективності запропонованих рішень у складі комп'ютерно-інтегрованої системи керування.

3.1 Аналіз теплообмінника як об'єкта контролю та управління

Кожухотрубний теплообмінник є різновидом теплотехнічних пристроїв і виконує функцію передачі тепла від теплоносія до підігрівалося речовині. Залежно від конкретного випадку в ролі теплоносія може виступати пар або рідина. На сьогоднішній день кожухотрубная модель підігрівача отримала найбільш широке поширення. Теплообмінники - це апарати, в яких відбувається теплообмін між гріючим і нагрівним середовищами. У теплообмінниках можуть

виконуватися різні теплові процеси: нагрівання; охолодження; випаровування; конденсація; кипіння, а також складні комбіновані процеси. Теплообмінні апарати залежно від призначення поділяють на підігрівники, випарники, конденсатори, регенератори, парогенератори, скрубери, кип'ятильники та ін. Показником ефективності теплообмінних апаратів є температура T_n продукту на виході з теплообмінника; мета керування - підтримувати цю температуру на заданому рівні. Проаналізуємо процес нагрівання як об'єкт керування на прикладі поверхневого кожухотрубного теплообмінника. У теплообмінник надходять два потоки - теплоносії F_T і нагріваний продукт F_n . Витрату теплоносія можна легко стабілізувати і використовувати для внесення ефективних регулюючих впливів. Витрата продукту F_n визначається іншими технологічними процесами і в більшості випадків не може бути стабілізованою. У разі зміни витрати F_n до теплообмінника надходять сильні збурення. Температури потоків T_T і T_n на вході в теплообмінник, а також питомі теплоємності C_T і C_n визначаються технологічними режимами інших процесів. Тому стабілізувати їх під час протікання процесу нагрівання неможливо. До збурюючих факторів належать температура навколишнього середовища і властивості теплопередавальної стінки внаслідок відкладання солей і корозії.

Теплообмінники як ОР температури мають велике запізнення, що впливає на роботу АСР. Щоб зменшити цей вплив, вимірювальний перетворювач потрібно розмістити якомога ближче до теплообмінника, використовувати ПІД-регулятори, мембранні виконавчі механізми з позиціонерами, а також спеціальні системи регулювання.

Автоматичний контроль необхідно проводити за витратами теплоносія та продукту, температурами потоків на вході в об'єкт та виході з нього. Витрати необхідно знати для розрахунку техніко-економічних показників процесу, а витрату F_n і температуру T_n - для оперативного керування ним.

Сигналізації підлягають температура T_n і витрата F_n продукту. Оскільки різке падіння F_n може призвести до аварійної ситуації, пристрої захисту мають перекривати лінію подавання теплоносія.

3.2 Розробка математичних моделей теплообмінника

Характерною особливістю теплопередачі в рідинних середовищах є наявність конвекційних потоків, які створюються за рахунок як вільної, так і вимушеної конвекції. При цьому розрізняють теплопередачу від стінки до рідини, між двома рідинами, які легко змішуються, і між рідинами, які між собою не змішуються. Теплопередача від твердої стінки до рідини найбільш поширена в промисловості. Це кожухотрубні теплообмінники, реактори з рідинною оболонкою, випарні установки, кип'ятильники, дефлегматори ректифікаційних колон тощо.

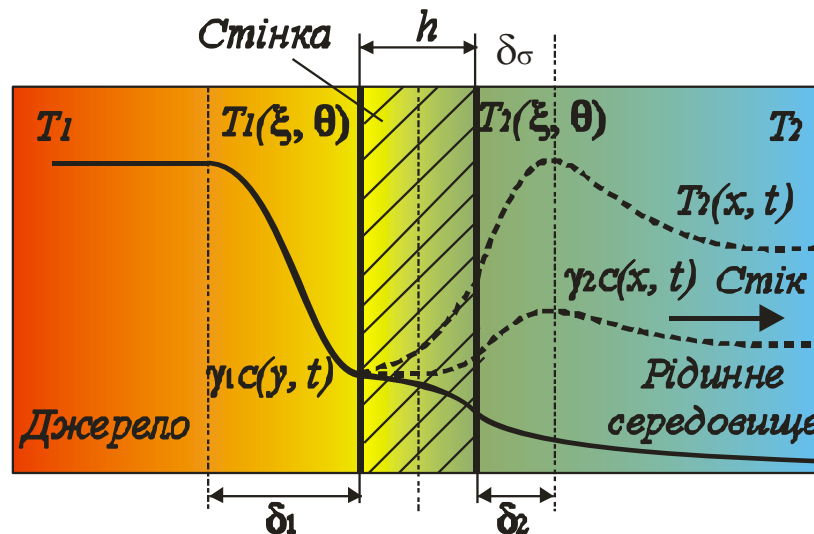


Рисунок 3.1 - Фізична модель реологічних переходів при передачі тепла через стінку

Принцип передачі теплової енергії від джерела з температурою T_1 до рідинного середовища з температурою T_2 здійснюється за двома реологічними переходами. Такий об'єкт дослідження описується системою двох нелінійних рівнянь. Якщо джерелом тепла є рідина або перегріта водяна пара з температурою T_1 , то такий процес теплопередачі має як дифузійну, так і конвекційну складову. Тому диференціальне рівняння для першого реологічного переходу описуватиметься таким рівнянням

$$\frac{\partial T_1(\xi, \theta)}{\partial \theta} + a_1 \frac{\partial^2 T_1(\xi, \theta)}{\partial \xi^2} + w_1 \frac{\partial T_1(\xi, \theta)_1}{\partial \xi} = \gamma_{1c}[y, t, \gamma_{2c}(x, t)], \quad (3.1)$$

де a_1 - температуропровідність речовини джерела;

$w_1 = F_1 / S_1$ - лінійна швидкість руху потоку джерела;

F_1 - об'ємна витрата потоку джерела;

S_1 - поверхня теплообміну;

$\gamma_1[y, t, \gamma_2(x, t)]$ - стік тепла на першому переході товщиною y за час t ;

$\gamma_2(x, t)$ - стік другого реологічного переходу.

Так як перенесення тепла через стінку здійснюється тепловіддачею, то кількість теплової енергії q_1 , яка віддається зовнішній стороні стінки,

$$dq_1(\xi, \theta) = \alpha_1 [T_1 - T_1(\xi, \theta)] d\theta = \alpha_1 \Delta T_{11}(\xi, \theta) d\theta, \quad (3.2)$$

а кількість теплоти q_2 , яка віддається від внутрішньої стінки до рідинного середовищі,

$$dq_2(\xi, \theta) = \alpha_2 [T_2(\xi, \theta) - T_2] d\theta = \alpha_2 \Delta T_{22}(\xi, \theta) d\theta, \quad (3.3)$$

де α_1 - коефіцієнт тепловіддачі від джерела теплової енергії до стінки;

α_2 - коефіцієнт тепловіддачі від внутрішньої стінки до рідинного середовища.

Якщо джерелом тепла є перегріта пара, то кількість теплоти, яка поглинається зовнішньою стінкою,

$$dq_{\Pi} = r F_{\Pi} d\theta, \quad (3.4)$$

де r - теплота фазового переходу пари; F_{Π} - масова витрата пари.

Якщо джерелом тепла є теплоносії у вигляді гарячої води, високотемпературної рідини або топкових газів, то кількість теплоти, яка поглинається зовнішньою стінкою,

$$dq_T = F_T c_T T_1 d\theta, \quad (3.5)$$

де F_T - масова витрата теплоносія;

c_T - питома теплоємність теплоносія;

T_1 - його температура.

Кількість теплоти, яка накопичується в стінці

$$dq_m = m_C c_{pm} dT_1(\xi, \theta), \quad (3.6)$$

де m_C - маса стінки;

c_{pm} - питома теплоємність матеріалу стінки.

Кількість теплоти, яка накопичується в рідинному середовищі

$$dq_{pc} = m_{pc} c_{pc} dT_2(\xi, \theta), \quad (3.7)$$

де m_{pc} - маса рідинного середовища;

c_{pc} - питома теплоємність рідинного середовища.

Якщо рідинне середовище є рухомим, то кількість теплоти, яка виноситься цим середовищем, дорівнює

$$dq_C = F_{pc} c_{pc} T_2(x, t) dt, \quad (3.8)$$

де q_C - кількість теплоти, яка стікає з рідинним середовищем;

F_{pc} - масова витрата рідинного середовища;

$T_2(x, t)$ - температура стоку в напрямку x за час стоку t .

Виходячи з вищенаведеного, можна скласти рівняння теплового балансу для стоку теплової енергії:

- для реологічного переходу товщиною δ_1

$$dq_T = dq_m + dq_1(\xi, \theta) + dq_2(\xi, \theta), \quad (3.9)$$

- для реологічного переходу товщиною δ_2

$$dq_2(\xi, \theta) = dq_{pc} + dq_C. \quad (3.10)$$

З врахуванням (3.2) – (3.8) рівняння (3.9) і (3.10) приймають наступний вигляд:

$$\tau' \frac{dT_1(y, t)}{dt} + T_1(y, t) = k_1' T_1 + k_2' [T_2(y, t) - T_2], \quad (3.11)$$

де $\tau' = m_C c_{pc} / \alpha_1$ - стала часу першого реологічного переходу;

$k_1 = 1 - F_T c_{pm} / \alpha_1$, $k_2 = \alpha_2 / \alpha_1$ - коефіцієнти передачі.

$$\tau'' \frac{dT_2(y, t)}{dt} + T_2(y, t) = T_2 + k_2'' T_2(x, t), \quad (3.12)$$

де $\tau'' = m_{pc} c_{pc} / \alpha_2$ - стала часу другого реологічного переходу;

$k_2'' = F_{pc} c_{pc} / \alpha_2$ - коефіцієнт передачі.

Якщо прийняти, що координата x змінюється аналогічно координаті y , то рівняння (3.12) приводиться до такого вигляду

$$\tau''' \frac{dT_2(y,t)}{dt} + T_2(y,t) = k''' T_2, \quad (3.13)$$

де $\tau''' = \tau''/(1-k_2'')$ - стала часу; $k''' = 1/(1-k_2'')$ - коефіцієнт передачі.

Таким чином рівняння (3.11) і (3.13) описують процес стоку теплової енергії. З рівняння (3.11) знайдемо температуру

$$T_2(x,t) = \tau' \frac{dT_1(y,t)}{dt} + k''' T_1(y,t) - k_{12}' T_1 + T_2$$

та її похідну

$$\frac{dT_2(x,t)}{dt} = \tau' \frac{d^2 T_1(y,t)}{dt^2} + k''' \frac{dT_1(y,t)}{dt}$$

і підставимо в рівняння (3.13). У результаті маємо

$$\tau_{12}^2 \frac{d^2 T_1(y,t)}{dt^2} + \tau_{11} \frac{dT_1(y,t)}{dt} + T_1(y,t) = k_1 T_1 + k_2 T_2, \quad (3.14)$$

де $\tau_{12}^2 = \tau' \tau''' / k'''$, $\tau_{11} = (k''' \tau''' + \tau') / k'''$ - сталі часу;

$k_1 = k_{12}' / k'''$, $k_2 = 1 - 1/k'''$ - коефіцієнти передачі.

Функцію стоку знайдемо, продиференціювавши рівняння (3.14) за часом θ :

$$\gamma_{1C}[y,t, \gamma_{2C}(x,t)] = \tau_{12}^2 \frac{d^3 T_1(y,t)}{dt^3} + \tau_{11} \frac{d^2 T_1(y,t)}{dt^2} + \frac{dT_1(y,t)}{dt} \quad (3.15)$$

Підставивши (3.15) у рівняння (3.1), отримуємо нелінійне диференціальне рівняння для перенесення тепла через стінку в такому вигляді

$$\begin{aligned} \frac{\partial T_1(\xi, \theta)}{\partial \theta} + a_1 \frac{\partial^2 T_1(\xi, \theta)}{\partial \xi^2} + w_1 \frac{\partial T_1(\xi, \theta)_1}{\partial \xi} = \\ = -\tau_{12}^2 \frac{d^3 T_1(y, t)}{dt^3} - \tau_{11} \frac{d^2 T_1(y, t)}{dt^2} - \frac{dT_1(y, t)}{dt} \end{aligned} \quad (3.16)$$

Використовуючи метод нульового градієнта, останнє рівняння розділяється на таку систему рівнянь:

$$\frac{\partial T_1(\xi, \theta)}{\partial \theta} = a_1 \frac{\partial^2 T_1(\xi, \theta)}{\partial \xi^2} + w_1 \frac{\partial T_1(\xi, \theta)}{\partial \xi}; \quad (3.17)$$

$$\tau_{12}^2 \frac{d^2 T_1(y, t)}{dt^2} + \tau_{11} \frac{dT_1(y, t)}{dt} + T_1(y, t) = 0. \quad (3.18)$$

Аналізуючи отриману систему рівнянь бачимо, що рівняння (3.17) описує процес перенесення тепла відомим диференціальним рівнянням, а (3.18) – описує вільну складову стоку теплової енергії. Якщо зміна температури $\frac{\partial T_1(\xi, \theta)}{\partial \theta} = \frac{dT_1(y, t)}{dt}$, що практично має місце при такому перенесення тепла, то приходимо до такого диференціального рівняння перенесення тепла

$$a_1 \frac{\partial^2 T_1(\xi, \theta)}{\partial \xi^2} + w_1 \frac{\partial T_1(\xi, \theta)_1}{\partial \xi} = -\tau_{12}^2 \frac{d^3 T_1(y, t)}{dt^3} - \tau_{11} \frac{d^2 T_1(y, t)}{dt^2} - 2 \frac{dT_1(y, t)}{dt},$$

яке розділяється на наступну систему лінійних диференціальних рівнянь:

$$\left(\frac{a_1}{w_1} \right) \frac{\partial T_1(\xi, t)}{\partial \xi} + T_1(\xi, t) = 0; \quad (3.19)$$

$$\tau_{12}^2 \frac{d^2 T_1(y, t)}{dt^2} + \tau_{11} \frac{dT_1(y, t)}{dt} + T_1(y, t) = 0. \quad (3.20)$$

За аналогією зі сталою часу, відношення (a_1 / w_1) назовемо сталою відстані перенесення тепла і позначимо її χ . За цю відстань можна прийняти ширину зони реологічного переходу δ_1 (див. рис. 3.1). Ураховуючи сказане, рівняння (3.19) можна записати в такій формі

$$\delta_1 \frac{\partial T_1(\xi, t)}{\partial \xi} + T_1(\xi, t) = 0. \quad (3.21)$$

Граничними умовами для рівняння (3.21) будуть: при $\xi = 0$ $T_1(0, t) = T_1$; при $y = \delta_1$ приймемо, що $T_1(\delta_1, t) = T_2(\xi, t)$; при $t = 0$ $\frac{dT_1(\xi, 0)}{d\xi} = 0$. Тоді рішенням рівняння (3.21) приймає вигляд

$$T_1(\delta_1, t) = [T_1(y, t) - T_2(\xi, t)] \exp(-y / \delta_1). \quad (3.22)$$

Граничними умовами для рівняння (3.20) будуть: при $t = 0$ $T_1(y, 0) = T_1$; при $t = \infty$ $\frac{dT_1(y, \infty)}{dt} = 0$. Тоді рішенням цього рівняння при $\tau_{11} / \tau_{12} > 2$ буде

$$T_1(y, t) = T_1 \left[\frac{p_{12}}{\Delta p_1} \exp\left(-\frac{t}{p_{11}}\right) - \frac{p_{11}}{\Delta p_1} \exp\left(-\frac{t}{p_{12}}\right) \right]_1, \quad (3.23)$$

$$\text{де } p_{11,22} = -\frac{\tau_{11}}{2\tau_{12}^2} \pm \sqrt{\left(\frac{\tau_{11}}{2\tau_{12}^2}\right)^2 - \frac{1}{\tau_{12}^2}}; \Delta p_1 = p_{12} - p_{11}.$$

Рівняння (3.27) запишемо в такій формі

$$T_1(\delta_1, t) = \left\{ T_1 \left[\frac{p_{12}}{\Delta p_1} \exp\left(-\frac{t}{p_{11}}\right) - \frac{p_{11}}{\Delta p_1} \exp\left(-\frac{t}{p_{12}}\right) \right] - T_2(\delta_2, t) \right\} \exp(-y / \delta_1). \quad (3.24)$$

Як видно з рис. 3.1 на другому реологічному переході теплота від стінки з температурою $T_2(0, t)$ за рахунок тепловіддачі поступає з зону реологічного

перетворення товщиною δ_2 і далі за рахунок конвекційного та молекулярного перенесення передається рідинному середовищу. Диференціальне рівняння для другого реологічного переходу описуватиметься таким рівнянням

$$\frac{\partial T_2(\xi, \theta)}{\partial \theta} + a_2 \frac{\partial^2 T_2(\xi, \theta)}{\partial \xi^2} + w_2 \frac{\partial T_2(\xi, \theta)}{\partial \xi} = \gamma_{2C}[x, t, \gamma_{1C}(y, t)], \quad (3.25)$$

де a_2 - температуропровідність нагріваючої речовини;

$w_2 = F_2 / S_2$ - лінійна швидкість руху потоку джерела;

F_2 - об'ємна витрата потоку джерела;

$S_2 = S_1$ - поверхня теплообміну;

$\gamma_{2C}[x, t, \gamma_{1C}(y, t)]$ - стік тепла на другому реологічному переході товщиною x за час t ;

$\gamma_{1C}(y, t)$ - стік першого реологічного переходу.

Рівняння теплового балансу для другого реологічного переходу має вигляд

$$q_2(0, \theta) = q_2(\xi, \theta) + q_k(x, t), \quad (3.26)$$

де $q_2(0, \theta)$ - кількість теплоти, яка віддається від стінки до рідинного середовища;

$q_2(\xi, \theta)$ - кількість теплоти, яка накопичується в пограничному шарі товщиною ξ за час перенесення тепла θ ;

$q_k(x, t)$ - кількість тепла, яка переноситься з пограничного шару шляхом конвективного та молекулярного перенесення (теплота стоку).

Якщо прийняти, що товщина стінки h незначна, а втрата теплової енергії q_{cm} , то кількість тепла

$$q_2(0, \theta) = q_1(\delta_1, \theta) - q_{cm}. \quad (3.27)$$

Так як перенесення тепла через стінку здійснюється тепловіддачею, то кількість теплової енергії $q_1(\delta_1, \theta)$, яка віддається зовнішній стороні стінки,

$$dq_1(\delta_1, \theta) = \alpha_1 [T_1 - T_1(\delta_1, \theta)] d\theta, \quad (3.28)$$

Кількість теплоти, яка накопичується в стінці

$$dq_{cm} = m_{cm} c_{pm} dT_1(\delta_1, \theta), \quad (3.29)$$

де m_{cm} - маса стінки; c_{pm} - питома теплоємність матеріалу стінки.

Таким чином, кількість тепла, яка відводиться від внутрішньої сторони перегородки, дорівнюватиме

$$dq_1(\delta_1, \theta) - dq_{cm} = q_2(\xi, \theta) + q_C(x, t). \quad (3.30)$$

Так як перенесення тепла через стінку здійснюється тепловіддачею, то кількість теплової енергії q_2 , яка віддається від стінки до рідинного середовища,

$$dq_2(\xi, \theta) = \alpha_2 [T_2(0, \theta) - T_2(\xi, \theta)] d\theta, \quad (3.31)$$

Якщо припустити, що передача тепла через стінку здійснюється за лінійним законом, то $T_2(0, \theta) = k_C T_1(\delta_1, \theta)$, де k_C - коефіцієнт втрати тепла стінкою. Тоді рівняння (3.28) приймає такий вигляд

$$dq_2(\xi, \theta) = \alpha_2 [k_C T_1(\delta_1, \theta) - T_2(\xi, \theta)] d\theta. \quad (3.32)$$

Якщо рідинне середовище є рухомим, то кількість теплоти, яка виноситься цим середовищем, дорівнює

$$dq_C = F_{pc} c_{pc} T_2(x, t) dt, \quad (3.33)$$

де q_C - кількість теплоти, яка стікає з рідинним середовищем;

F_{pc} - масова витрата рідинного середовища;

$T_2(x, t)$ - температура стоку в напрямку x за час стоку t .

Підставляючи (13.27), (13.28), (13.31) і (13.32) у рівняння (13.29), з врахуванням (13.30) маємо

$$\bar{\tau} \frac{dT_2(0, \theta)}{d\theta} + T_2(0, \theta) = k' T_1 - k'' T_2 + k'' [T_2(x, t)], \quad (3.34)$$

де $\bar{\tau} = m_{cm} c_{pm} / \alpha_1 k_C$ стала часу другого реологічного перетворення; $k' = 1/k_C$;

$k'' = F_{pc} c_{pc} / \alpha_1 k_C$ - коефіцієнти перетворення.

Стік тепла рідинним середовищем опишемо таким диференціальним рівнянням

$$\tau'' \frac{dT_2(x,t)}{dt} + T_2(x,t) = T_2(0,\theta), \quad (3.35)$$

де $\tau'' = m_C / F_{pc}$ - стала часу стоку.

Знайдемо похідну

$$\frac{dT_2(0,\theta)}{d\theta} = \tau'' \frac{d^2 T_2(x,t)}{dt^2} + \frac{dT_2(x,t)}{dt}. \quad (3.36)$$

Підставимо рівняння (13.34) і (13.35) у (13.33). У результаті отримуємо

$$\tau_{22}^2 \frac{d^2 T_2(x,t)}{dt^2} + \tau_{21} \frac{dT_2(x,t)}{dt} + T_2(x,t) = k_{21} T_1 - k_{22} T_2, \quad (3.37)$$

де $\tau_{22}^2 = \tau'' \bar{\tau} / (1 - k_C)$; $\tau_{21} = (\tau'' + \bar{\tau}) / (1 - k_C)$ - сталі часу;

$k_{21} = k' / (1 - k_C)$; $k_{22} = k'' / (1 - k_C)$ - коефіцієнти перетворення.

Так як $k' = 1/k_C$, а $k'' = F_{pc} c_{pc} / \alpha_1 k_C$, то при $F_{pc} c_{pc} = \alpha_1$ $k_{21} = k_{22} = k_{20}$. Тоді рівняння (3.36) приймає таку форму

$$\tau_{22}^2 \frac{d^2 T_2(x,t)}{dt^2} + \tau_{21} \frac{dT_2(x,t)}{dt} + T_2(x,t) = k_{20} (T_1 - T_2) = k_{20} \Delta T_{12}. \quad (3.38)$$

Виконавши диференціювання (3.37) за часом t , отримуємо вираз для стоку другого реологічного переходу в такій формі

$$\gamma_{2C}[x, t, \gamma_{1C}(y, t)] = \tau_{22}^2 \frac{d^3 T_2(x,t)}{dt^3} + \tau_{21} \frac{dT_2^2(x,t)}{dt^2} + \frac{dT_2(x,t)}{dt}. \quad (3.39)$$

Підставимо рівняння (3.38) у (3.24) і в результаті отримуємо нелінійне диференціальне рівняння для другого реологічного переходу

$$\begin{aligned} \frac{\partial T_2(\xi, \theta)}{\partial \theta} + a_2 \frac{\partial^2 T_2(\xi, \theta)}{\partial \xi^2} + w_2 \frac{\partial T_2(\xi, \theta)_1}{\partial \xi} = \\ = -\tau_{22}^2 \frac{d^3 T_2(x,t)}{dt^3} - \tau_{21} \frac{dT_2^2(x,t)}{dt^2} - \frac{dT_2(x,t)}{dt} \end{aligned} \quad (3.40)$$

Приймаючи, що $\partial \xi = dx$, а $\partial \theta = dt$, з (3.39) маємо

$$a_2 \frac{\partial^2 T_2(\xi, \theta)}{\partial \xi^2} + w_2 \frac{\partial T_2(\xi, \theta)_1}{\partial \xi} = -\tau_{22}^2 \frac{d^3 T_2(x,t)}{dt^3} - \tau_{21} \frac{dT_2^2(x,t)}{dt^2} - 2 \frac{dT_2(x,t)}{dt} \quad (3.41)$$

Згідно з методом нульового градієнта рівняння (3.40) розділяється на наступну систему рівнянь:

$$\frac{a_2}{w_2} \frac{\partial T_2(\xi, \theta)}{\partial \xi} + T_2(\xi, \theta) = 0; \quad (3.42)$$

$$\tau'_{22} \frac{d^2 T_2(x, t)}{dt^2} - \tau'_{21} \frac{dT_2(x, t)}{dt} - T_2(x, t) = 0, \quad (3.43)$$

де $\delta_2 = a_2 / w_2$; $\tau'_{22} = 0,5\tau_{22}^2$; $\tau'_{21} = 0,5\tau_{21}$;

$$\delta_1 \frac{\partial T_1(\xi, t)}{\partial \xi} + T_1(\xi, t) = 0. \quad (3.44)$$

Граничними умовами для рівняння (3.44) будуть: при $\xi = 0$ $T_2(0, t) = T_2$; при $x = \delta_2$ прийmemo, що $T_2(\delta_2, t) = T_1(\delta_1, t)$; при $t = 0$ $\frac{dT_2(\xi, \infty)}{d\xi} = 0$. Тоді рішенням рівняння (3.21) приймає вигляд

$$T_2(\delta_2, t) = [T_1(\delta_1, t) - T_2] \exp(-\xi / \delta_2). \quad (3.45)$$

Граничними умовами для рівняння (3.46) будуть: при $t = 0$ $T_2(x, 0) = T_2$; при $t = \infty$ $\frac{dT_2(x, \infty)}{dt} = 0$. Тоді рішенням цього рівняння при $\tau_{21} / \tau_{22} > 2$ буде

$$T_2(x, t) = T_{10}(\delta_2, t) \left[\frac{p_{22}}{\Delta p_2} \exp\left(-\frac{t}{p_{21}}\right) - \frac{p_{21}}{\Delta p_2} \exp\left(-\frac{t}{p_{22}}\right) \right]_1, \quad (3.46)$$

де $p_{21,22} = -\frac{\tau_{21}}{2\tau_{22}^2} \pm \sqrt{\left(\frac{\tau_{21}}{2\tau_{22}^2}\right)^2 - \frac{1}{\tau_{22}^2}}$; $\Delta p_2 = p_{22} - p_{21}$.

$$\bar{\tau} = m_{cm} c_{pm} / \alpha_1 k_C \quad \tau'' = m_C / F_{pc} \quad (3.47)$$

$$\tau_{22}^2 = \tau'' \bar{\tau} / (1 - k_C); \quad \tau_{21} = (\tau'' + \bar{\tau}) / (1 - k_C) \quad (3.48)$$

Спростимо рівняння та отримаємо рівняння для охолодження:

$$T_2(t) = T_{10} * \exp\left(-\frac{t}{\tau}\right) \quad (3.49)$$

3.3. Аналіз результатів теоретичних досліджень математичної моделі теплообмінника стадії синтезу аміаку у виробництві аміаку

На рис. 3.3 приведено графік впливу T_{10} початкової температури на вихідну температуру продукту в теплообміннику (змінюємо тільки T_{10} , τ_{ao} залишається незмінним):

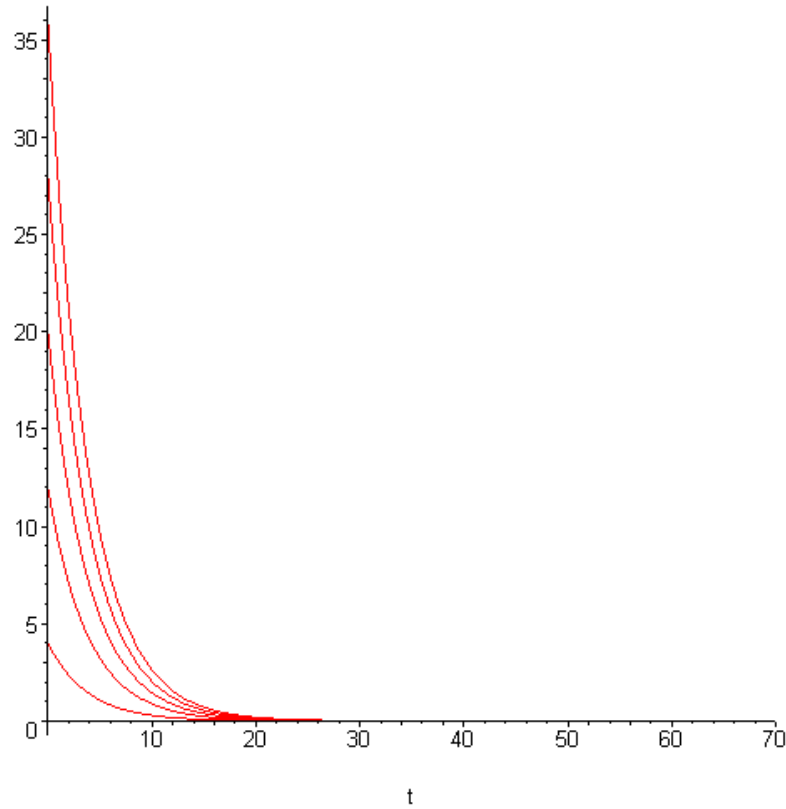


Рисунок 3.3 Вплив початкової температури продукту на охолодження

З рис.3.3 бачимо, що чим більша початкова температура продукту, тим з більшою швидкістю проходить процес охолодження цього продукту.

На рис. 3.4 приведено перехідні процеси при зміні параметру τ_{ao} :

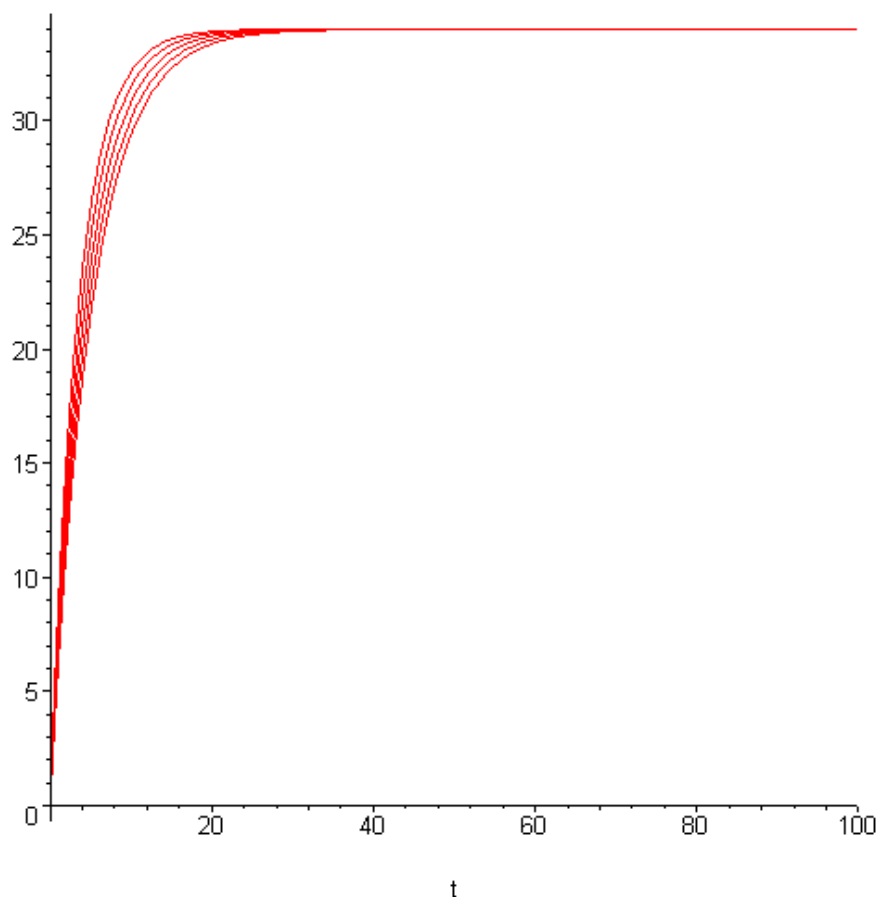


Рисунок 3.4 Вплив τ на охолодження

З формул 3.53 та 3.54 видно та графіків на рис.3.3,3.4 робимо висновок, що при зменшенні маси стінки трубки теплообмінника вона охолоджується або нагрівається швидше, тобто час τ зменшується. Також час τ зменшується при збільшенні коефіцієнта k_s або при збільшенні витрат – -тепло або –холодоносія. З графіків можна зробити висновок, що зміна витрати холодоносія в процесі охолодження найбільше впливає на протікання процесу теплообміну.

Розрахунок впливу параметрів на вихідну температуру виконано в Maple і приведено в Додатку А.

РОЗДІЛ 4. СИНТЕЗ ДВОКОНТУРНОЇ КАСКАДНОЇ АСР ТЕПЛООБМІННИКА

Якість роботи системи керування визначається властивостями об'єкта, характеристиками регулятора, а також точкою вимірювання вихідної координати та величиною і характером збурення. Іноді якість регулювання одно контурної системи можна істотно покращити за допомогою порівняно незначних удосконалень, наприклад, за рахунок зменшення часу чистого запізнення або сталої часу об'єкта керування використання опозиціонера для покращення роботи виконавчого механізму, введення в регулятор додаткового впливу за похідною тощо. Якщо після цього якість системи керування залишається незадовільною, то необхідно розглянути використання більш складних систем керування.

Одним із шляхів покращення роботи систем керування полягає у використанні додаткових регуляторів. Найкращим способом використання відхилень вихідної координати є побудова схема каскадного керування. Вихід основного регулятора використовується для формування та зміни задання допоміжного(внутрішнього) регулятора, який безпосередньо діє на виконавчий механізм регулюючого органу. Головна перевага каскадного керування полягає в поліпшенні якості роботи системи при будь-яких збуреннях за завантаженістю, а також при великій інерційності об'єкта за каналом регулювання. Якщо збурення прикладені до входу об'єкта, то допоміжний регулятор починає виконувати регулюючий вплив ще до того, як на виході системи з'явиться яке-небудь відхилення; похибка при цьому може бути зменшена до 10-100 разів порівняно з одно контурним регулюванням.

Каскадні АСК широко використовують для регулювання технологічних процесів, наприклад, температури, рівня, концентрації. У більшості випадків внутрішнім є контур стабілізації витрати матеріального чи теплового потоків, проміжної температури і тиску.

Каскадні АСК належать до багатоконтурних систем керування. Найчастіше використовують дво- або три контурні каскадні системи керування. На рис.4.1

показана структурна схема двоконтурної каскадної системи керування, на якій позначено передавальними функціями :

$W_{11p}(s)$ – внутрішній регулятор;

$W_{21p}(s)$ – зовнішній (корегуючий регулятор) ;

$W_{12p}(s)$ – виконавчий механізм;

$W_{13p}(s)$ – регулюючий орган;

$W_{14p}(s)$ – перший технологічний об'єкт керування;

$W_{15p}(s)$ – давач внутрішнього контуру;

$W_{16p}(s)$ – проміжний перетворювач внутрішнього контуру;

$W_{22p}(s)$ – другий технологічний об'єкт керування;

$W_{23p}(s)$ – давач зовнішнього контуру;

$W_{24p}(s)$ – проміжний перетворювач зовнішнього контуру.

Закони регулювання вибирають залежно від призначення регуляторів. Для стабілізації основної вихідної координати на заданому значенні без статичної похибки закон регулювання основного регулятора повинен містити інтегральну складову, тобто слід використовувати ПІ або ПІД регулятори. Від допоміжного регулятора потрібна насамперед швидкодія, тому він може мати будь-який закон регулювання, навіть пропорційний як найпростіший і достатньо швидкодіючий. При практичній реалізації каскадних АСК у внутрішньому контурі найчастіше використовують ПІ регулятор і значно рідше П регулятор. ПІД регулятор у внутрішньому контурі практично не використовується.

Якщо позначити внутрішній контур еквівалентною передавальною функцією $W_{\text{ВН}}(s)$, то каскадна система перетворюється в одно контурну з еквівалентною передавальною функцією за каналом регулювання

$$W_k(s) = \frac{W_{21}(s)W_{\text{АІ}}(s)W_{22}(s)}{1 + W_{21}(s)W_{\text{АІ}}(s)W_{22}(s)W_{23}(s)W_{24}(s)}, \quad (4.1)$$

де

$$W_{\text{АІ}}(s) = \frac{W_{11}(s)W_{12}(s)W_{13}(s)W_{14}(s)}{1 + W_{11}(s)W_{12}(s)W_{13}(s)W_{14}(s)W_{15}(s)W_{16}(s)} \quad (4.2)$$

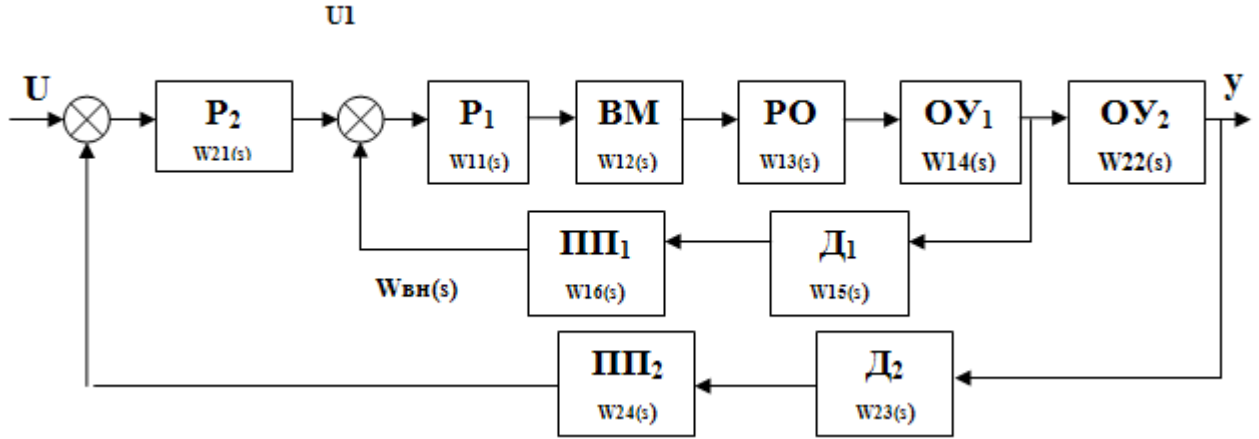


Рисунок 4.1 Структурна схема двоконтурної каскадної АСР

Якщо підставити рівняння 4.1 у 4.2, то з урахуванням того, що об'єкти керування мають час чистого запізнення, тобто $W_{14}(s) = W_{14}^0(s) \exp(-\tau_1 s)$ і $W_{22}(s) = W_{22}^0(s) \exp(-\tau_2 s)$ а внутрішній регулятор має ПІ-закон регулювання з передавальною функцією

$$W_{11}(s) = \frac{1 + k_p T_{li} s}{T_{li} s} \quad (4.3)$$

То позначивши:

$$W_{1A}(s) = W_{12}(s)W_{13}(s)W_{14}^0(s)W_{21}(s)W_{22}^0(s)$$

$$W_{2E}(s) = W_{12}(s)W_{13}(s)W_{14}^0(s)W_{15}(s)W_{16}(s)$$

$$W_{14}(s) = W_{12}(s)W_{13}(s)W_{14}^0(s)$$

Одержуємо наступне рівняння:

$$W_E(s) = \frac{(1 + k_p T_{li} s) W_{1E}(s) \exp[-s(\tau_1 + \tau_2)]}{T_{li} s + (1 + k_p T_{li} s) [W_{2E}(s) \exp(-s\tau_1) + W_{3E} \exp[-s(\tau_1 + \tau_2)]]} \quad (4.4)$$

Після відповідних перетворень маємо:

$$W_E(s) = \frac{W_{1E}(s)}{W_{2E}(s) \exp[-s(2\tau_2 - \tau_1)] + W_{3E}(s)} * \frac{1 + k_p T_{li} s}{1 + k_p [T_{li} \frac{1 + W_{2E}(s) \exp(-s\tau_2) + W_{3E}(s) \exp[-s(\tau_1 + \tau_2)]}{W_{2E}(s) \exp(-s\tau_2) + W_{3E}(s) \exp[-s(\tau_1 + \tau_2)]}] s} \quad (4.5)$$

Якщо позначити

$$W_{EEO}(s) = \frac{W_{1E}(s)}{W_{2E}(s) \exp[-s\tau_1] + W_{3E}(s)} \quad (4.6)$$

-передавальна функція деякого еквівалентного об'єкта керування

$$T_C = T_{li} \left[1 + \frac{W_{EKO}(s)}{W_{1E}(s)} \exp[-s(\tau_1 + \tau_2)] \right] \quad (4.7)$$

-деяка стала часу, то рівняння 2.74 набуває наступної форми

$$W_K(s) = W_{EKO}(s) \frac{1 + k_p T_{li} s}{1 + k_p T_C s} \quad (4.8)$$

З рівняння (4.8) видно, що стала часу T_C є більшою від часу інтегрування T_{li} регулятора. Таким чином еквівалентну передавальну функції каскадної системи керування можна подати послідовним з'єднанням деякого еквівалентного об'єкта керування інтегро-диференціальної динамічної ланки з часом диференціювання $T_d = k_p * T_{li}$. Звідси випливає, що внутрішній контур каскадної АСР виконує функцію інтегро-диференціальної динамічної ланки, яка прискорює перехідний процес системи по вихідній координаті.

З рівнянь видно, що ефективність каскадного принципу керування значно залежить від часу чистого запізнення внутрішнього та зовнішнього об'єктів керування. Якщо

$$\tau_1 \ll \tau_2 \quad (4.9)$$

То стала часу T_C наближається до часу інтегрування T_{li} , а це значить до час регулювання зменшуватиметься. Розрахунок каскадних АСК передбачає визначення ОНР при заданих динамічних характеристиках внутрішнього та зовнішнього об'єктів керування, а також виконавчого механізму, регулюючого органу, вимірювальних перетворювачів та інших технічних засобів, котрі входять в автоматичну систему. Оскільки налагоджування регуляторів у каскадній системі взаємопов'язані, то їх розрахунки виконують методом ітерацій(методом

послідовного наближення). Синтез каскадних систем керування виконується в такій послідовності:

- будується функціональна схема каскадної системи керування (двоконтурної чи триконтурної);
- вибирається комплект технічних засобів для системи;
- розробляються математичні моделі технологічних об'єктів керування та визначаються їх передавальні функції;
- визначаються передавальні функції інших структурних ланок системи;
- вибираються закони регулювання для внутрішнього та зовнішнього регуляторів;
- визначається еквівалентна передавальна функція внутрішнього контуру, за якою розраховуються його частотні характеристики (АЧХ, ДЧХ, МЧХ) і крива розгону об'єкта;
- одним із методів визначаються оптимальні налагоджувальні параметри внутрішнього регулятора;
- визначається еквівалентна передавальна функція зовнішнього контуру, за якою розраховуються його частотні характеристики (АЧХ, ДЧХ, і МЧХ) і крива розгону об'єкта;
- одним із методів визначаються оптимальні налагоджувальні параметри зовнішнього регулятора;
- для розрахованих оптимальних налагоджень регуляторів розраховується еквівалентна передавальна функція каскадної АСК, за якою будуються частотні характеристики системи та її перехідний процес;
- оцінюються якісні показники каскадної системи керування за кривою її перехідного процесу;
- якщо якісні показники регулювання є незадовільними, то переходять до методу ітерацій.

Суть методу ітерацій полягає в наступному:

1. У діалоговому режимі спочатку змінюють налагоджувальні параметри внутрішнього регулятора (наприклад, коефіцієнт регулювання) в ту чи іншу сторону відносно розрахованих. Не змінюючи налагоджувальні параметри зовнішнього регулятора, розраховують частотні характеристики системи та її перехідний процес, за яким оцінюють якісні показники регулювання.

2. При незадовільній якості перехідного процесу у діалоговому режимі змінюють налагоджувальні параметри зовнішнього регулятора (наприклад, коефіцієнт регулювання) в ту чи іншу сторону відносно розрахованих значень; розраховують частотні характеристики системи та її перехідний процес, за яким оцінюють якісні показники регулювання.

3. При незадовільній якості перехідного процесу переходять до зміни налагоджувальних параметрів внутрішнього регулятора і процедуру перетворюють до тих пір, поки якість перехідного процесу не буде задовільною.

При розрахунку каскадної АСК необхідно врахувати, що система керування в цілому може бути стійкою навіть у разі нестійкого внутрішнього контуру. Але такого випадку слід уникати, через те, що зовнішній контур іноді переводять на ручне керування. Для внутрішнього контуру досить ефективним є використання П-регулятора з високим коефіцієнтом передачі. Невелика залишкова нерівномірність у разі зміни навантаження компенсується зовнішнім регулятором. ПІ-регулятор у внутрішньому контурі виправданий тоді, коли внутрішній об'єкт керування має низький коефіцієнт передачі, наприклад, при регулюванні витрат.

У процесі розробки каскадної АСК необхідно уникати нелінійностей, які виникають у результаті великих сигналів внутрішнього контуру. При дуже великому коефіцієнті передачі внутрішнього регулятора зміна якогось збурення або керуючого сигналу від зовнішнього регулятора спричинює перенасичення внутрішнього регулятора, що призводить до переміщення регулюючого органу в крайнє положення. Іноді система при цьому залишається стійкою, але перехідні процеси в ній гірші, ніж в одно контурних АСК.

Після відповідних перетворень у системі Maple отримуємо графік перехідного процесу каскадної АСР рис.4.2:

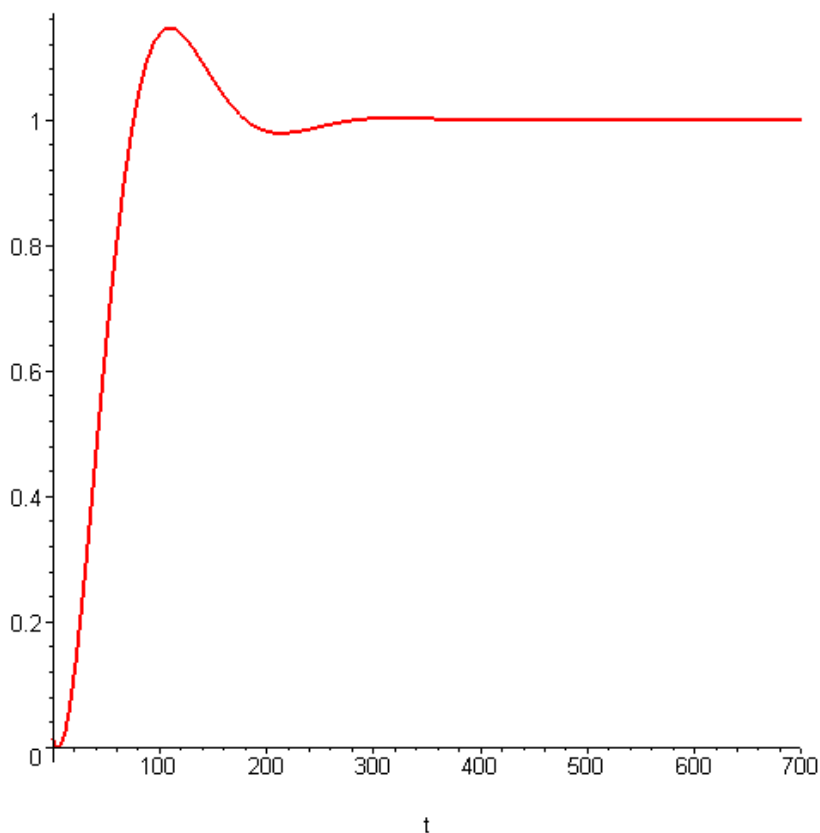


Рисунок 4.2.Перехідний процес двохконтурної каскадної АСР

Синтех двоконтурної каскадної АСР приведено в Додатку Б.

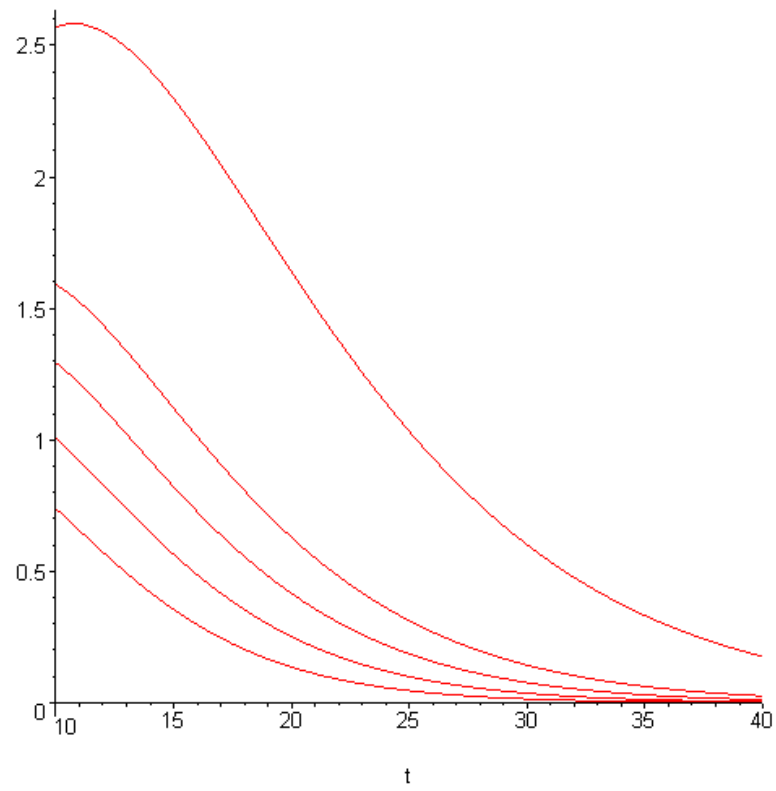
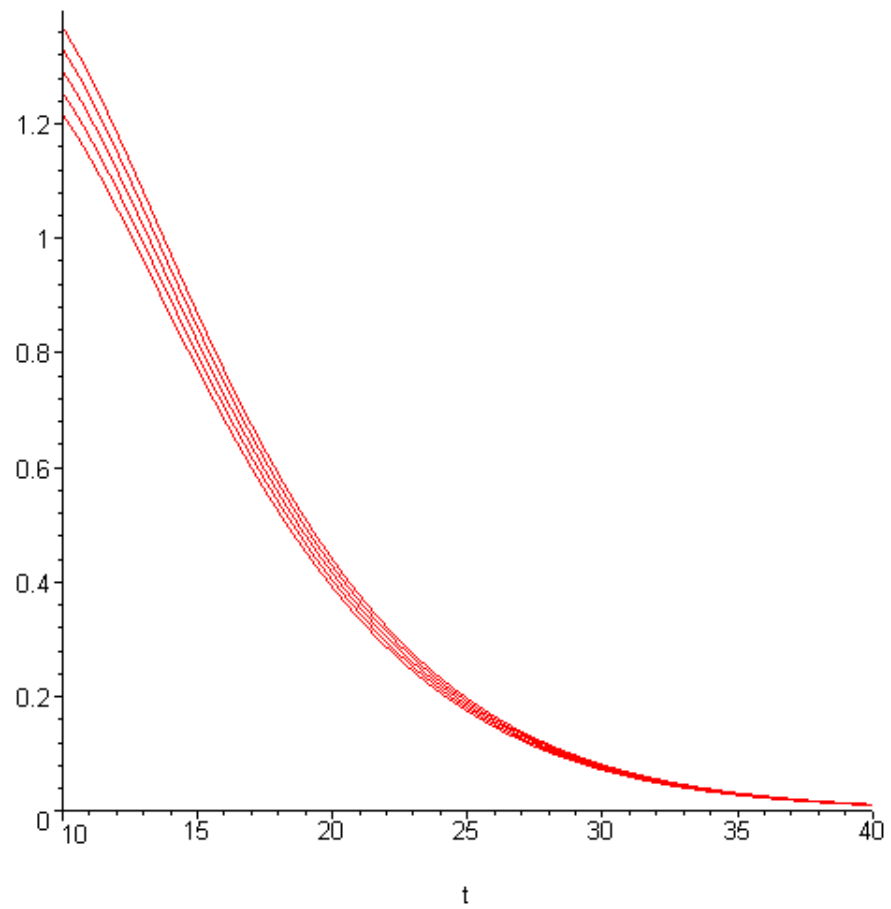
4.1. Аналіз результатів теоретичних досліджень двоконтурної каскадної АСР стабілізації температури у теплообміннику

Замість передавальної функції технологічного об'єкта керування підставляємо передавальну функцію отриману на основі теорії реологічних перетворень:

$$T_2(t) = T_{10}[\exp(\frac{t}{\tau})] \quad (4.13)$$

Параметри: T_{10} та τ є змінними.

Перехідні процеси каскадної АСР при зміні параметрів в передавальній функції технологічного об'єкта представлені на рисунках 4.2, 4.3.

Рисунок 4.2. Зміна τ Рисунок 4.3. Зміна T_{10}

Чим більша площа поверхні теплопередачі або тепловіддачі , тим вона довше відбувається, тобто найбільше на перехідні процеси каскадної АСР впливає τ_{ao} , адже τ_{ao} прямо пропорційно залежить від S – площі поверхні теплопередачі.

Розрахунок перехідних процесів приведено у Додатку В.

РОЗДІЛ 5. КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНА СИСТЕМА УПРАВЛІННЯ ТЕПЛООБМІННИКОМ СТАДІЇ СИНТЕЗУ АМІАКУ У ВИРОБНИЦТВІ АМІАКУ

5.1. Вибір та обґрунтування архітектури АСУ ТП

Використання одноконтурного регулювання не завжди забезпечує необхідну якість перехідного процесу, особливо коли мають місце сильні збурення за основними матеріальними потоками або теплообмінник має досить великий час чистого запізнення. У таких випадках використовують двоконтурні АСР. Такі системи значно поліпшують якість регулювання, якщо допоміжною регульованою величиною є параметр, зі зміною якого відбудеться сильне збурення процесу теплообміну. Якщо сильним збуренням є витрата теплоносія, то її використовують як допоміжну координату.

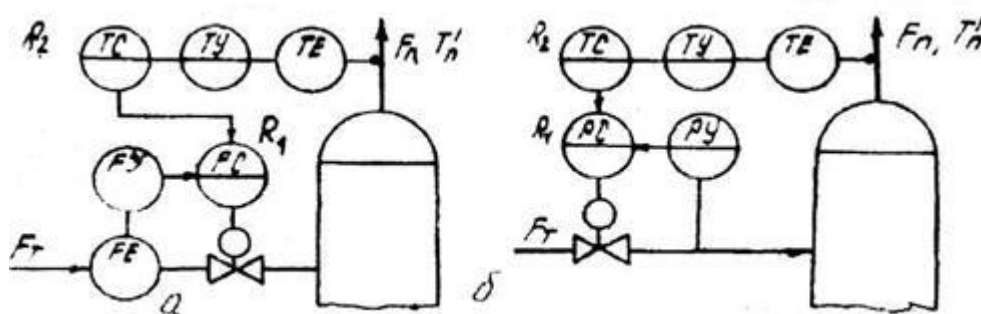


Рис. 5.1. Схеми каскадного регулювання температурою за допоміжною координатою за витратою: а - теплоносія; б – тиску.

Каскадна АСР за допоміжною координатою за тиском на вході в апарат або в міжтрубному просторі дає досить ефективний результат навіть тоді, коли сильним збуренням є витрата продукту F_n або його температура, оскільки тиск у міжтрубному просторі є значно меншим інерційним параметром, ніж кінцева температура продукту. Перш ніж те чи інше збурення вплине на вихідну координату, воно сприйметься по внутрішньому контуру і відповідно зміниться

його регулятор R_1 . Залишковий вплив цього збурення буде компенсовано коректуючим контуром із регулятором R_2 .

5.2. Створення статичної моделі екрану у GENESIS 32

Проілюструємо створення системи автоматизації шляхом проектування, тобто будемо створювати інформаційну базу проекту: канали за аргументами розроблюваних екранів і програм, доповнюючи основний підхід методами автопобудови та зв'язування каналів у вузлах проекту. Скористаємося бібліотекою компонентів користувача. Для цього створимо новий файл у програмному пакеті **Display1 - GraphWorX32** фірми ICONICS (рис.4.1).

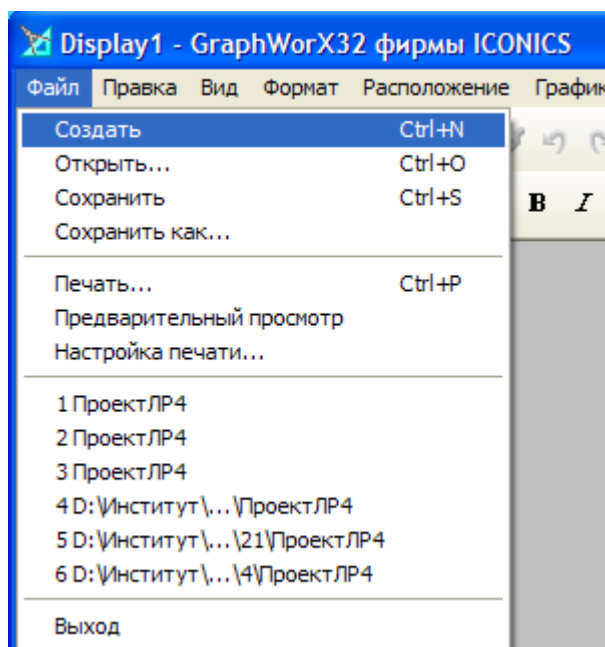


Рисунок 5.2. Створення нового файла

Відкриємо інтегровану систему розробки і з допомогою натискування відкриємо бібліотеку «**Бібліотека_Зображень#1**» (рис. 4.2.).

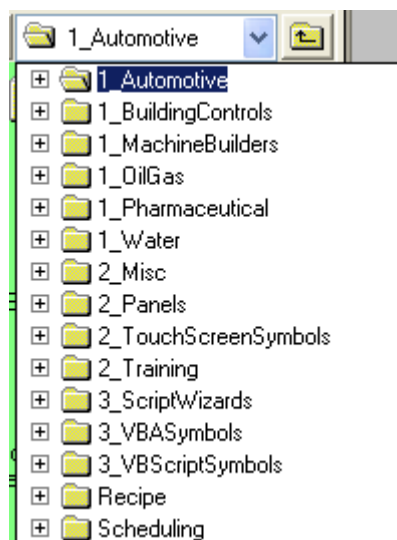


Рисунок 5.3. Вікно шару «Бібліотеки_Зображень»

Збережемо в даній бібліотеці об'єкт «**Об'єкт_1**», який містить у своєму шарі необхідний для подальшої розробки набір графічних об'єктів. У залежності від редакції використовуваного інтегрованого середовища розробки – базового чи професійного, кількість графічних об'єктів у бібліотеці є різною.

Обираємо необхідні нам бібліотеки, котрі будуть використані в оформленні створюваного графічного екрана (рис. 4.3).

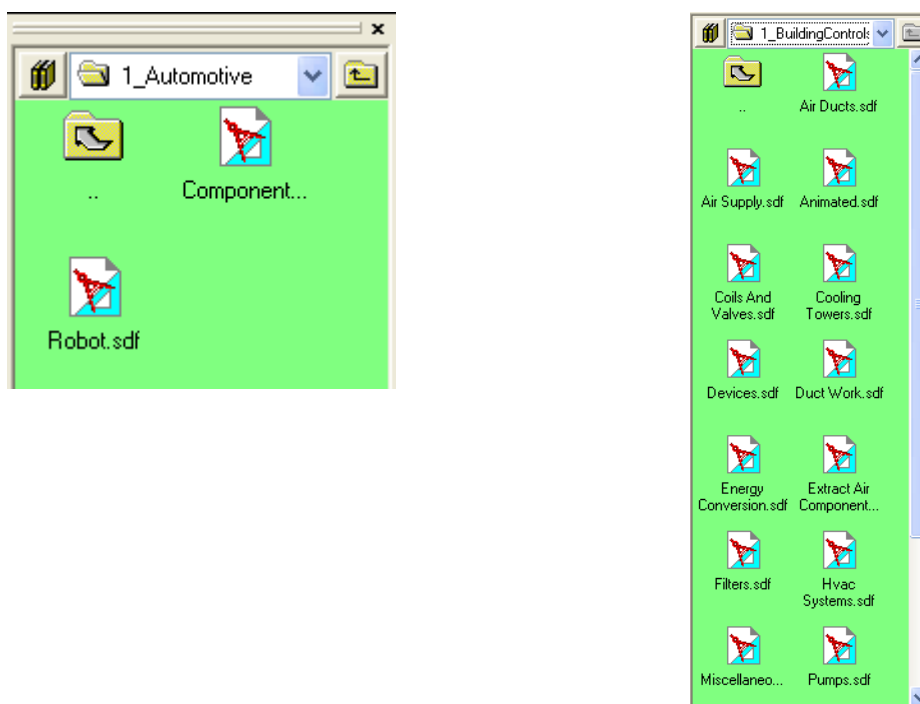


Рисунок 5.4. Вікно створення групи «Графічні елементи»

Спочатку обираємо фон графічного екрану, на якому будемо створювати проект (рис. 5.5).

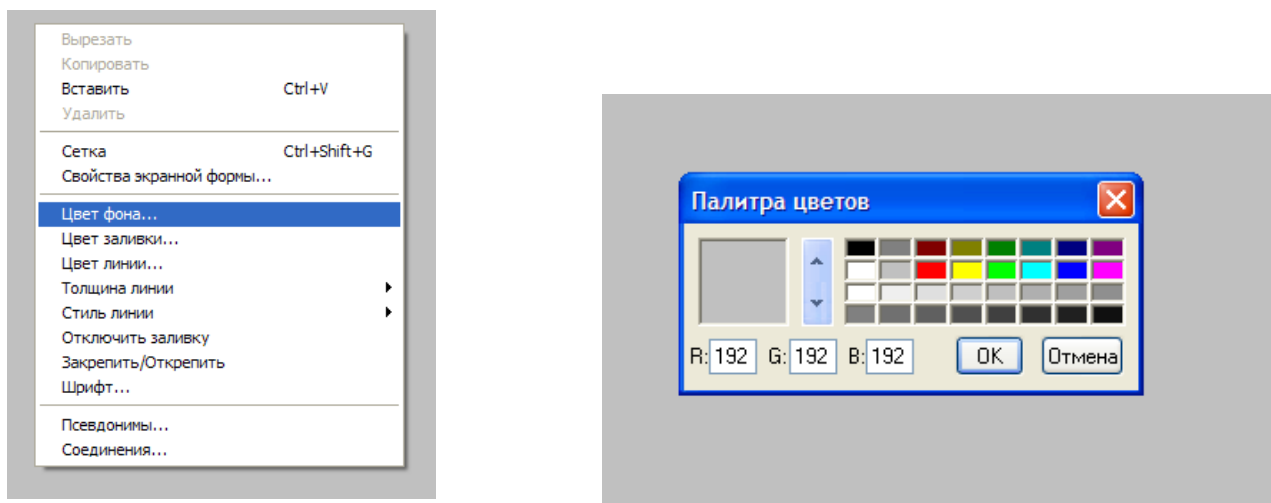


Рисунок 5.5. Створювання фону графічного екрану

Після натискування екранної кнопки фон графічного екрану буде змінений на вказаний. З допомогою графічних об'єктів (ГО), які збережені в ресурсних бібліотеках, а також графічних елементів (ГЕ) створимо статичну частину екрану, приклад якого показано на рис. 5.6.

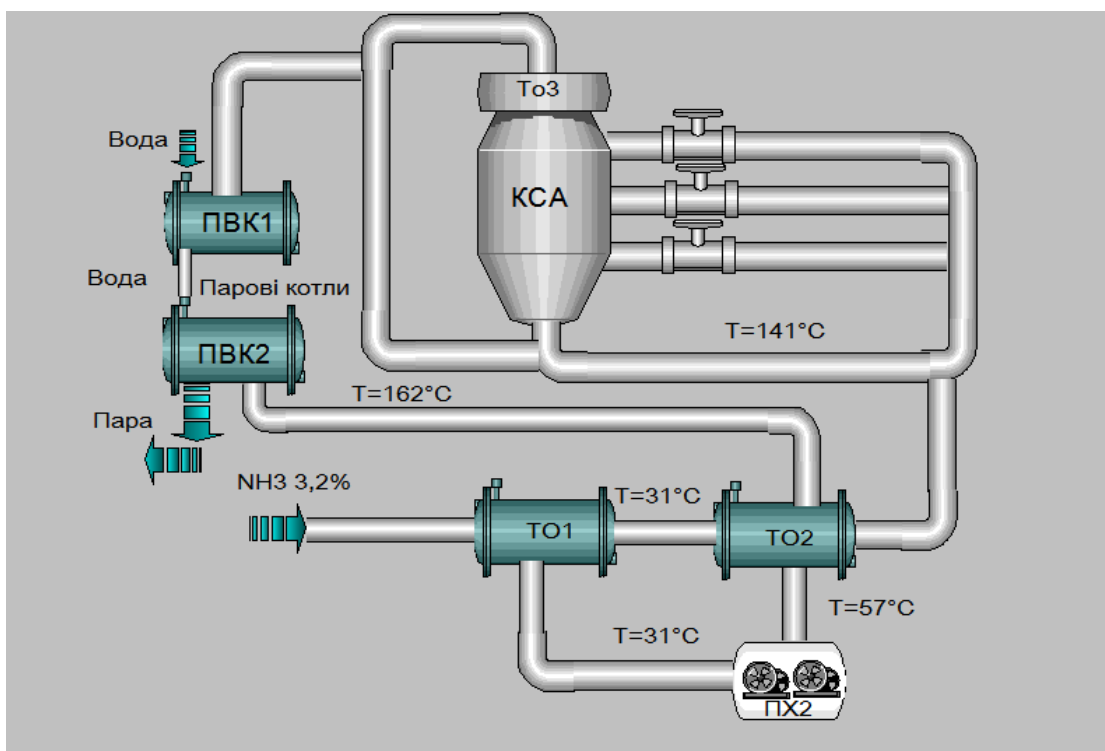


Рисунок 5.6. Вікно статичної моделі екрану

5.3. Сигналізації та блокування

На рис.5.7.представлена технологічна схема автоматизації стадії синтезу аміаку у виробництві аміаку.

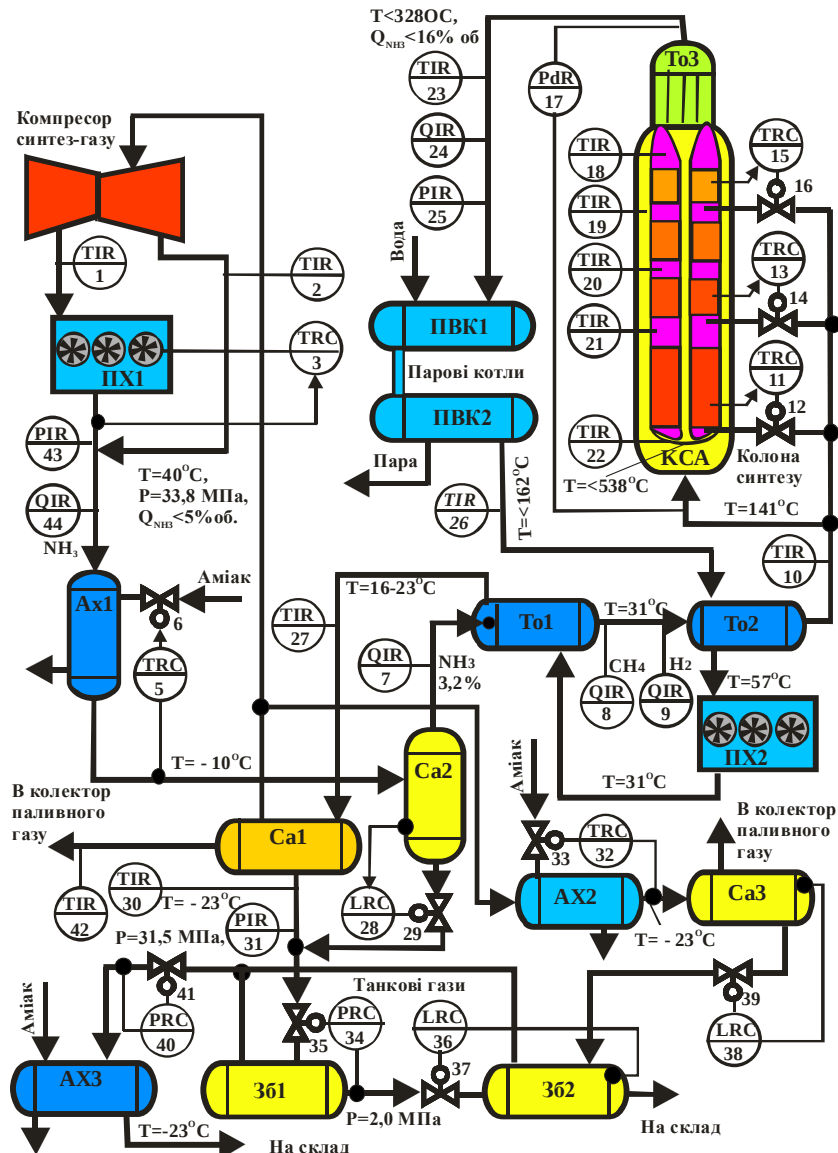


Рис. 5.7. Автоматизація стадії синтезу аміаку

Автоматичному контролю підлягають наступні технологічні параметри:

- температури: свіжого (поз. 1) і циркуляційного (поз. 2) конвертованого газу на виході компресора синтез-газу; конвертованого газу після повітряного холодильника ПХ1 (поз. 3), аміачного холодильника АХ1 (поз. 5), на вході в

колону синтезу аміаку (поз. 10), на виході колони синтезу (поз. 17), на виході підігрівачів води парових котлів (поз. 26); на виході теплообмінника To1 (поз. 27); температури газу у верхній (поз. 18) і нижній (поз. 22) частині колони синтезу, а також по її висоті (поз. 11, 13, 15); температури каталізатора на кожній полиці (поз. 19-21);

- тиск: конвертованого газу на виході повітряного холодильника ПХ1 (поз. 43), газової суміші на виході колони синтезу (поз. 25), аміаку на виході сепаратора аміаку Са1 (поз. 31), аміаку на виході збірника аміаку Зб1 (поз. 34), „танкових” газів на вході в аміачний холодильник АХ3 (поз. 40), перепад тиску по висоті колони (поз. 17);

- концентрації: аміаку в конвертованому газі на виході з повітряного холодильника ПХ1 (поз. 44), аміаку на виході сепаратора аміаку Са2 (поз. 7), метанолу і водню після теплообмінника To1 (відповідно поз. 8 і 9), аміаку в газовій суміші на виході колони синтезу (поз. 24),

- рівень рідкого аміаку в сепараторі Са2 (поз. 28), сепараторі Са3 (поз. 38) і збірнику Зб2 (поз. 36);

Сигналізації підлягають такі технологічні параметри:

- максимальний і мінімальний рівень рідкого аміаку в сепараторі Са2;
- максимальний і мінімальний рівень рідкого аміаку в збірнику аміаку Зб2.

Автоматичному блокуванню підлягають:

- перевищення перепаду тиску по висоту колони (відкривається клапан на байпасі компресора синтез-газу);

- перевищення рівня рідкого аміаку в сепараторі Са2 (зупиняється компресор синтез-газу);

- перевищення тиску газу в системі (відкриваються запобігливі клапани).

ВИСНОВОК

У даній магістерській науково-дослідній роботі досліджена комп'ютерно-інтегрована система контролю та управління теплообмінником стадії синтезу аміаку та виконані теоретичні дослідження математичних моделей теплообмінника і двоконтурної каскадної АСР стабілізації температури продукту.

В процесі роботи розроблені математичні моделі теплообмінника і двоконтурної каскадної АСР стабілізації температури продукту двома способами:

- на основі теорії реологічних перетворень;
- методом нульового градієнта.

Аналізуючи отримані графіки, можна зробити висновок, що при зменшенні маси стінки трубки теплообмінника вона охолоджується або нагрівається швидше, тобто час τ зменшується. Також час τ зменшується при збільшенні коефіцієнта k_s або при збільшенні витрат – -тепло або –холодоносія. З графіків можна зробити висновок, що зміна витрати холодоносія в процесі охолодження найбільше впливає на протікання процесу теплообміну.

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Лорія М.Г., Котенко О.І. *Комп'ютерно-інтегровані системи управління: навчальний посібник*. – Луганськ: СХУ ім. В.Даля, 2012. – 260 с.
2. Лорія М.Г., Шульженко В.І. *Системи автоматичного керування: курс лекцій*. – Сєверодонецьк: СХУ ім. В.Даля, 2015. – 198 с.
3. Єлісеєв П.Й., Лорія М.Г. *Інформаційно-керуючі системи в енергетиці*. – Київ: Ліра-К, 2020. – 225 с.
4. Войнаровський В.І. *Системи автоматичного керування: підручник*. – Київ: Либідь, 2018. – 376 с.
5. Кириченко О.В. *Теорія автоматичного керування*. – Харків: ХНУРЕ, 2019. – 280 с.
6. Лещій Н.М., Буряк І.П. *Автоматизація технологічних процесів у теплоенергетиці*. – Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2016. – 312 с.
7. Ogata K. *Modern Control Engineering*. – 5th ed. – Pearson, 2010. – 904 p.
8. Dorf R.C., Bishop R.H. *Modern Control Systems*. – 13th ed. – Pearson Education, 2016. – 1104 p.
9. Bejan A. *Convection Heat Transfer*. – 4th ed. – Wiley, 2013. – 704 p.
10. Kreith F., Bohn M.S. *Principles of Heat Transfer*. – 7th ed. – Cengage Learning, 2010. – 768 p.
11. Ткаченко А.Ю. *Проектування SCADA-систем з використанням TIA Portal*. – Київ: Арістей, 2022. – 208 с.
12. Haines R.W. *HVAC Systems Design Handbook*. – McGraw-Hill, 2020. – 672 p.
13. Товажнянський Л.Л., Сокол Г.М. *Процеси та апарати хімічних технологій: теплообмінні апарати*. – Харків: НТУ "ХПІ", 2018. – 325 с.
14. Римар М.П., Ткаченко С.О. *Основи енергоменеджменту та енергоефективності*. – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. – 196 с.
15. Wang L. *Model Predictive Control System Design and Implementation Using MATLAB*. – Springer, 2009. – 378 p.

16. Лорія М.Г. *Теоретичні основи автоматизованого управління*. – Київ: Освіта України, 2020. – 214 с.
17. Дьяків О.І., Лісовий А.І. *Системи керування енергоустановками*. – Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2017. – 232 с.
18. Величко С.П., Кравченко О.М. *Основи теплотехніки і теплопередачі*. – Чернівці: Рута, 2020. – 344 с.
19. Balanis C.A. *Advanced Engineering Electromagnetics*. – Wiley, 2012. – 1040 p.
20. Skogestad S., Postlethwaite I. *Multivariable Feedback Control: Analysis and Design*. – 2nd ed. – Wiley, 2005. – 592 p.
21. Піскунов М.А. *Диференціальні та інтегральні рівняння: навчальний посібник*. – Київ: Либідь, 2018. – 280 с.
22. Li Q., Yu J. *Smart Energy Control Systems for Sustainable Buildings*. – Academic Press, 2017. – 300 p.
23. Перепелиця А.П., Іванов С.О. *Сучасні SCADA-системи: побудова, функціонування, безпека*. – Вінниця: ВНТУ, 2020. – 190 с.
24. Guzzella L., Sciarretta A. *Vehicle Propulsion Systems*. – 3rd ed. – Springer, 2013. – 338 p. (для розділів з теплообміну в енергосистемах)
25. Струтинський М.Б. *Промислова автоматизація: теорія та практика*. – Чернігів: ЧНТУ, 2021. – 260 с.
26. Franklin G.F., Powell J.D., Emami-Naeini A. *Feedback Control of Dynamic Systems*. – 8th ed. – Pearson, 2019. – 928 p.
27. Мельничук О.С. *Основи автоматизованого керування теплотехнічними об'єктами*. – Київ: НАУ, 2016. – 210 с.
28. Goodwin G.C., Graebe S.F., Salgado M.E. *Control System Design*. – Prentice Hall, 2001. – 762 p.
29. Liu S., Li P., Zhang H. *Advanced Control of Electrical Drives and Power Electronic Converters*. – Springer, 2021. – 410 p.

30. Коваленко В.І. *Моделювання процесів теплообміну та масообміну в енергетичних системах.* – Одеса: ОНПУ, 2019. – 198 с.

```

> restart;
> T11:=36;
                                     T11 := 36

> T12:=35;
                                     T12 := 35

> T13:=34;
                                     T13 := 34

> T14:=33;
                                     T14 := 33

> T15:=32;
                                     T15 := 32


> tao1:=3.4;
                                     tao1 := 3.4

>
> tao2:=3.8;
                                     tao2 := 3.8

> tao3:=4.2;
                                     tao3 := 4.2

> tao4:=4.6;
                                     tao4 := 4.6

> tao5:=5.0;
                                     tao5 := 5.0

> T21:=T11*(exp(-t/tao1));
                                     T21 := 36 e(-0.2941176471 t)

> T22:=T12*(exp(-t/tao2));
                                     T22 := 35 e(-0.2631578947 t)

> T23:=T13*(exp(-t/tao3));
                                     T23 := 34 e(-0.2380952381 t)

> T24:=T14*(exp(-t/tao4));
                                     T24 := 33 e(-0.2173913043 t)

> T25:=T15*(exp(-t/tao5));
                                     T25 := 32 e(-0.2000000000 t)

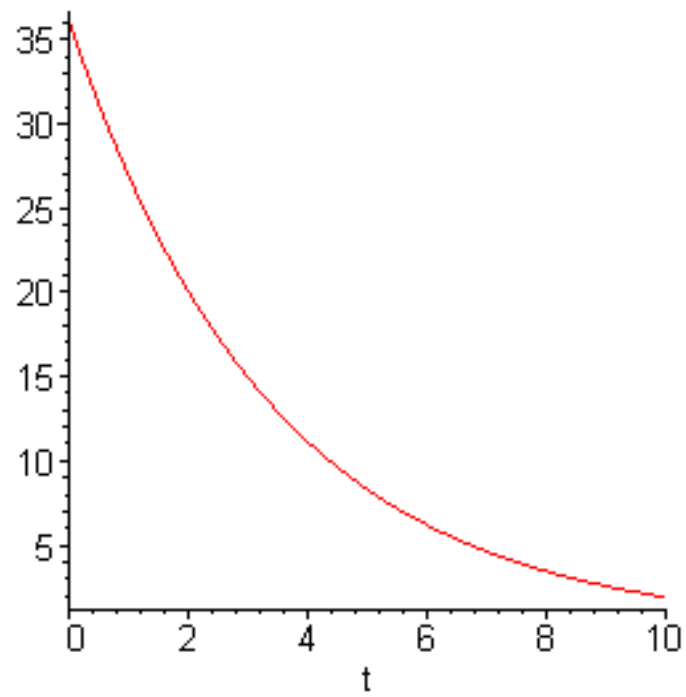
> with(plots);

> p11:=plot(T21,t=0..10);
p12:=plot(T22,t=0..10);
p13:=plot(T23,t=0..10);

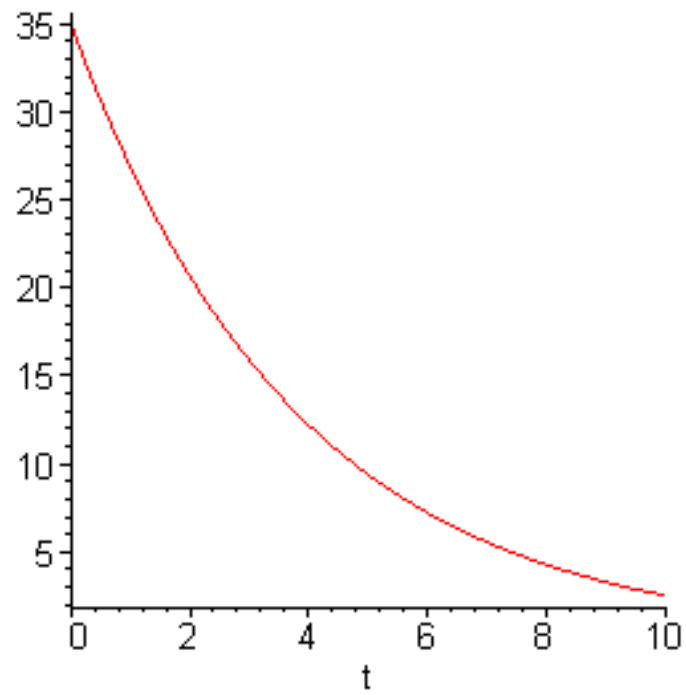
```

```
p14:=plot(T24,t=0..10);  
p15:=plot(T25,t=0..10);
```

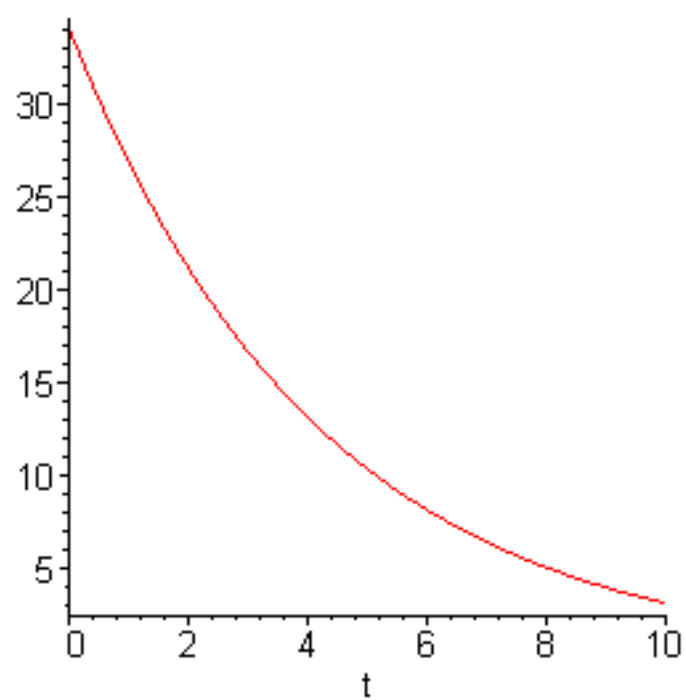
```
> display(p11);
```



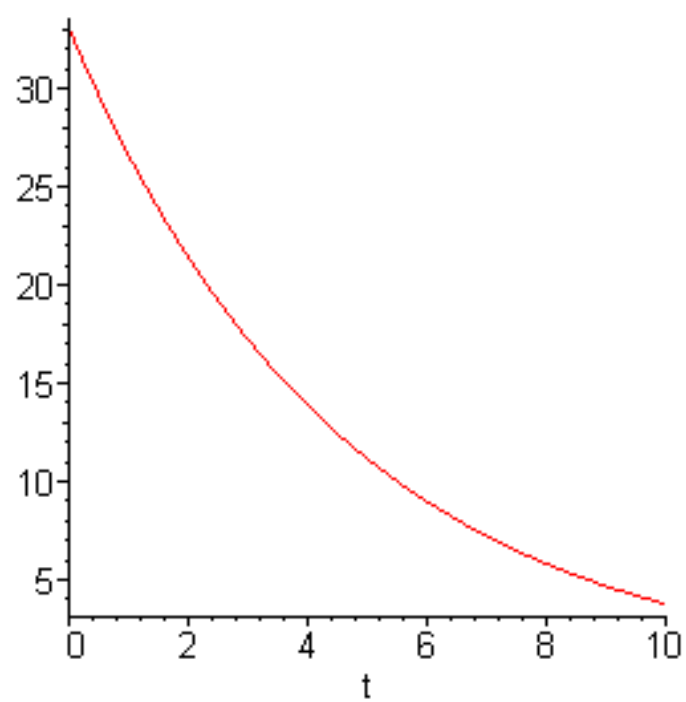
```
> display(p12);
```



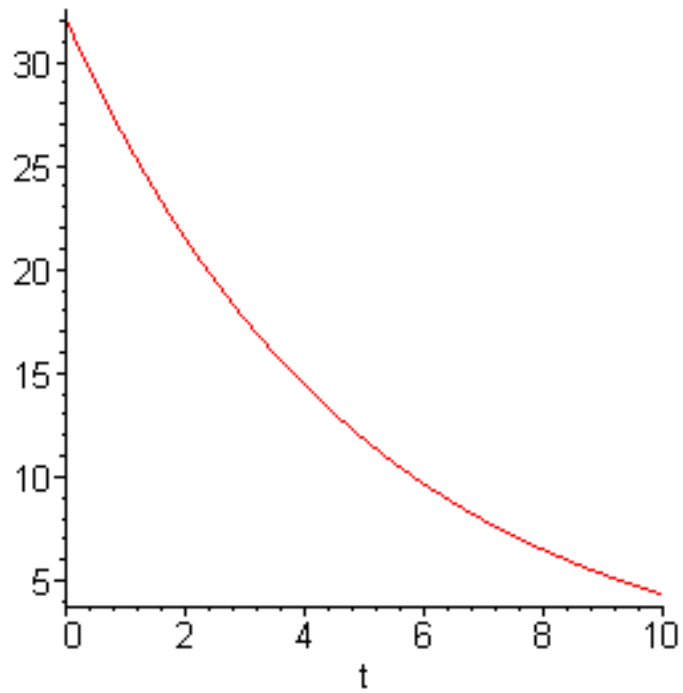
```
> display(p13);
```

```
> display(pl4);
```



```
> display(pl5);
```



```

>
> restart;
> tao1:=3.4;
                                tao1 := 3.4

>
> tao2:=3.8;
                                tao2 := 3.8

> tao3:=4.2;
                                tao3 := 4.2

> tao4:=4.6;
                                tao4 := 4.6

> tao5:=5.0;
                                tao5 := 5.0

>
>
> T1:=34;
                                T1 := 34

> T21:=T1*(1-exp(-t/tao1));
                                T21 := 34 - 34e(-0.2941176471 t)

> T22:=T1*(1-exp(-t/tao2));
                                T22 := 34 - 34e(-0.2631578947 t)

> T23:=T1*(1-exp(-t/tao3));
                                T23 := 34 - 34e(-0.2380952381 t)

> T24:=T1*(1-exp(-t/tao4));
                                T24 := 34 - 34e(-0.2173913043 t)

```

```
> T25:=T1*(1-exp(-t/tao5));
```

$$T25 := 34 - 34e^{(-0.2000000000 t)}$$

```
> with(plots);
```

```
> p11:=plot(T21,t=0..100);
```

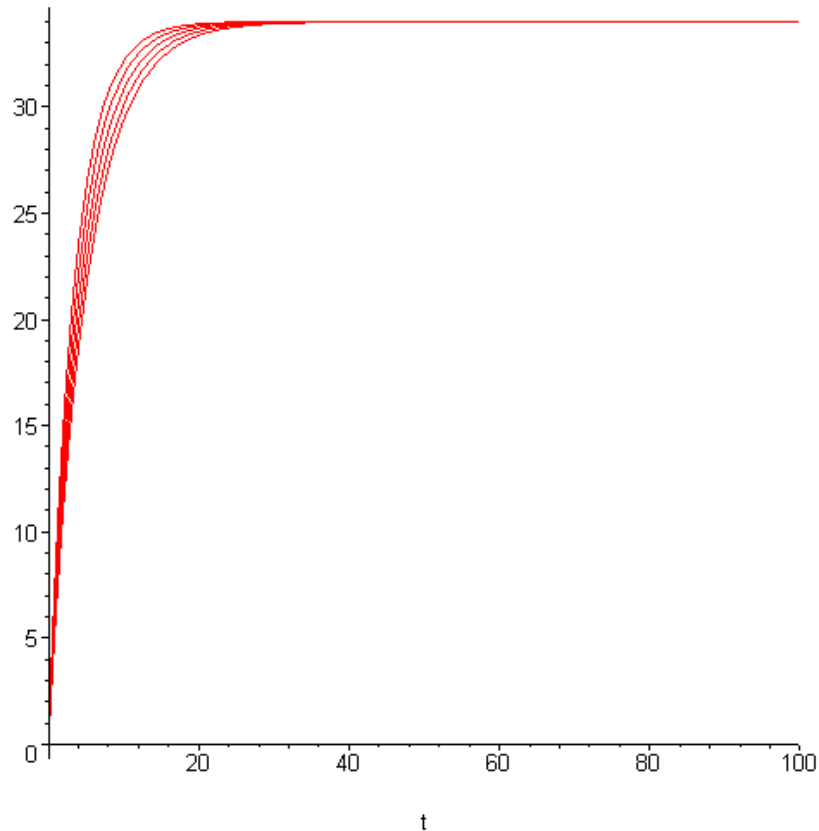
```
p12:=plot(T22,t=0..100);
```

```
p13:=plot(T23,t=0..100);
```

```
p14:=plot(T24,t=0..100);
```

```
p15:=plot(T25,t=0..100);
```

```
> display(p11,p12,p13,p14,p15);
```



```
> restart;
```

```
>
```

```
> tao3:=3.8;
```

$$tao3 := 3.8$$

```
> T11:=36;
```

$$T11 := 36$$

```
> T12:=28;
```

$$T12 := 28$$

```
> T13:=20;
```

$$T13 := 20$$

```
> T14:=12;
```

$$T14 := 12$$

```
> T15:=4;
```

$$T15 := 4$$

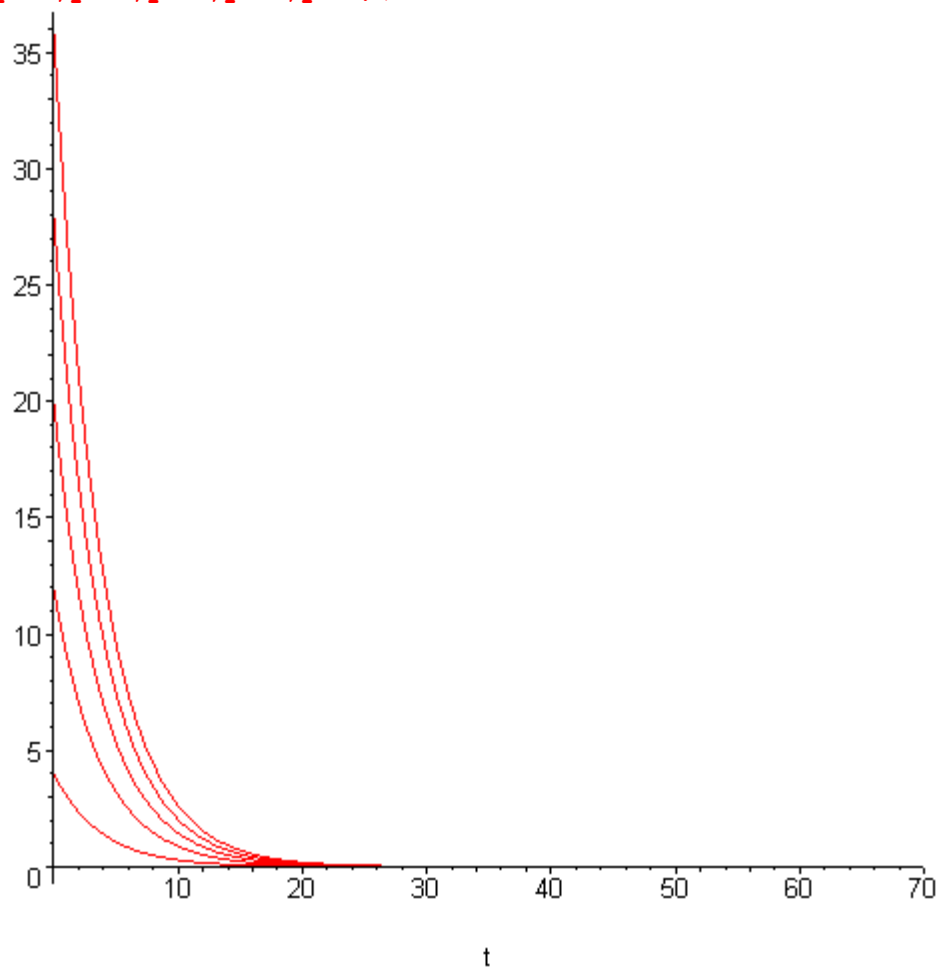
```

>
> T21:=T11*(exp(-t/tao3));
                                 $T_{21} := 36 e^{(-0.2631578947 t)}$ 
> T22:=T12*(exp(-t/tao3));
                                 $T_{22} := 28 e^{(-0.2631578947 t)}$ 
> T23:=T13*(exp(-t/tao3));
                                 $T_{23} := 20 e^{(-0.2631578947 t)}$ 
> T24:=T14*(exp(-t/tao3));
                                 $T_{24} := 12 e^{(-0.2631578947 t)}$ 
> T25:=T15*(exp(-t/tao3));
                                 $T_{25} := 4 e^{(-0.2631578947 t)}$ 

> with(plots);
> p11:=plot(T21,t=0..70);
p12:=plot(T22,t=0..70);
p13:=plot(T23,t=0..70);
p14:=plot(T24,t=0..70);
p15:=plot(T25,t=0..70);

> display(p11,p12,p13,p14,p15);

```



```

>

```

> "Передавальна функція внутрішнього контура каскадної АСК":

>

$W(s) := W1p(s) * W2(s) * W3(s) * W4(s) / (1 + W1p(s) * W2(s) * W3(s) * W4(s) * W5(s) * W6(s)) ;$

$$W(s) := \frac{W1p(s) W2(s) W3(s) W4(s)}{1 + W1p(s) W2(s) W3(s) W4(s) W5(s) W6(s)}$$

> "Передавальна функція виконавчого механізму":

> $W2(s) := k2 / (T2 * s + 1) ;$

$$W2(s) := \frac{k2}{T2 s + 1}$$

> "Передавальна функція регулюючого органа":

> $W3(s) := k3 ;$

$$W3(s) := k3$$

> "Передавальна функція технологічного об'єкта керування":

>

$W4(s) := (k11 * s^3 + k12 * s^2 + k13 * s + 0.43) / (T43 * s^4 + T42 * s^3 + T41 * s^2 + T40 * s + 1) ;$

$$W4(s) := \frac{2.68s^3 + 12.6s^2 + 17.2s + 0.43}{2.4s^4 + (16,3)s^3 + 112.7s^2 + 29.1s + 1}$$

> "Передавальна функція датчика":

> $W5(s) := k5 / (T5 * s + 1) ;$

$$W5(s) := \frac{k5}{T5 s + 1}$$

> "Передавальна функція проміжного перетворювача":

> $W6(s) := k6 ;$

$$W6(s) := k6$$

> "Передавальна функція еквівалентного об'єкта керування":

> $W1o(s) := W2(s) * W3(s) * W4(s) * W5(s) * W6(s) ;$

$$W1o(s) := W2(s) W3(s) W4(s) W5(s) W6(s)$$

> "Уведення параметрів еквівалентного об'єкта керування":

> $k11 := 2.68 ;$

$$k11 := 2.68$$

> $k12 := 12.6 ;$

$$k12 := 12.6$$

> $k13 := 17.2 ;$

$$k13 := 17.2$$

```

> k2:=0.9;
k2:=0.9

> k3:=1.5;
k3:=1.5

> k4:=0.892;
k4:=0.892

> k5:=0.000077;
k5:=0.000077

> k6:=0.9;
k6:=0.9

> T2:=25;
T2:=25

> T40:=29.1;
T40:=29.1

> T41:=112.7;
T41:=112.7

> T42:=16,3;
T42:=16,3

> T43:=2.4;
T43:=2.4

>
> T5:=0.05;
T5:=0.05

> "Заміна оператора Лапласа на оператор Фур'є":
> s:=I*v;
s:=v I

> W1o(s):=k2/(T2*s+1)*k3*k4/(T42^2*s+T41*s+1)*k5/(T5*s+1)*k6;
W1o(v I):=

$$\frac{0.000083451060}{(25 I v + 1)((16,3)^2 v I + 112.7 I v + 1)(0.05 I v + 1)}$$


> R:=Re(W1o(s));
R:=0.000083451060Re $\left(\frac{1}{(25 I v + 1)((16,3)^2 v I + 112.7 I v + 1)(0.05 I v + 1)}\right)$ 

>
> "РОЗРАХУНОК КРИВОЇ РОЗГОНУ ІДЕНТИФІКОВАНОГО ОБ'ЄКТА ВНУТРІШНЬОГО
ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ":
> restart:
>
> k0:=1.8;
k0:=1.8

> T01:=56.743;
T01:=56.743

```

```

> T02:=26.42;
                                T02 := 26.42

> T:=1.5;
                                T:= 1.5

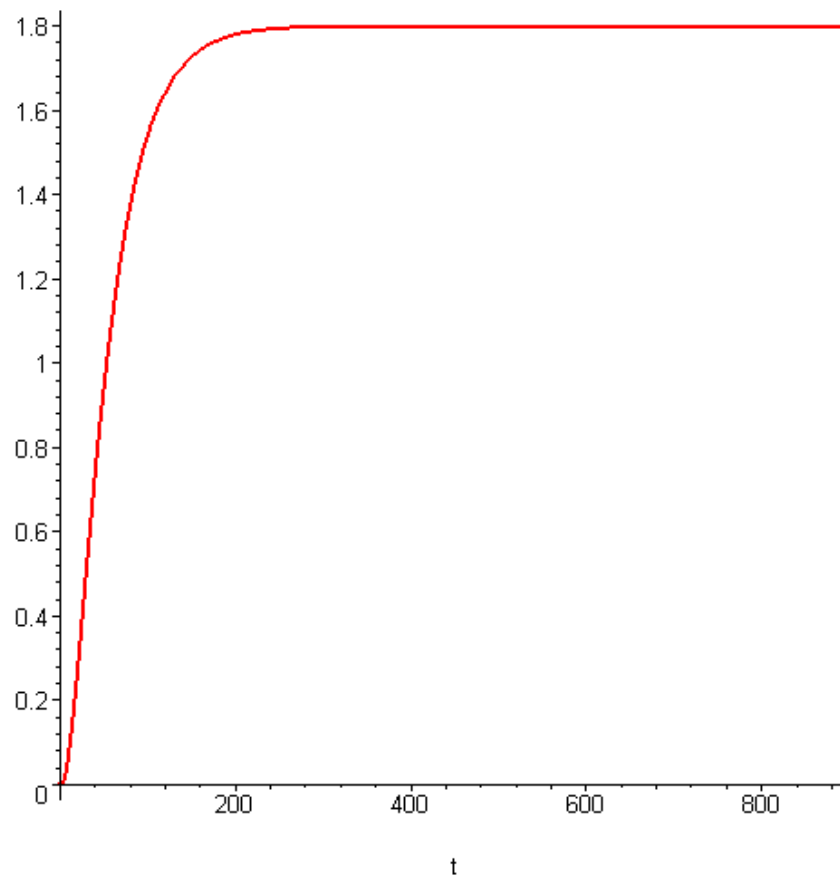
> "1.Розрахунок кривої розгону об'єкта при T01/T02 > 2":
> p1:=-T01/(2*T02^2)+sqrt((T01/(2*T02^2))^2-(1/T02)^2);
                                p1 := -0.0258317940
> p2:=-T01/(2*T02^2)-sqrt((T01/(2*T02^2))^2-(1/T02)^2);
                                p2 := -0.0554599922
> Y1:=k0*(1-(p2/(p2-p1))*exp(p1*abs(t-T))+(p1/(p2-p1))*exp(p2*abs(t-
T))));
                                Y1 := 1.8 - 3.369357304e(-0.0258317940 |t-1.5|) + 1.569357305e(-0.05545999224 |t-1.5|)

> "2.Розрахунок кривої розгону об'єкта при T01/T02 < 2":
> a:=T01/(2*T02^2);
                                a := 0.0406458931
> v:=sqrt((1/T02^2-(T01/(2*T02^2))^2));
                                v := 0.0148140991
> Y2:=k0*(1-exp(-a*abs(t-T))*(cos(v*abs(t-T))+(a/v)*sin(v*abs(t-
T)))));
                                Y2 := 1.8 - 1.8e(-0.04064589314 |t-1.5|)
                                (cosh(0.0148140991|t-1.5|) + 2.743730339sinh(0.0148140991|t-1.5|))

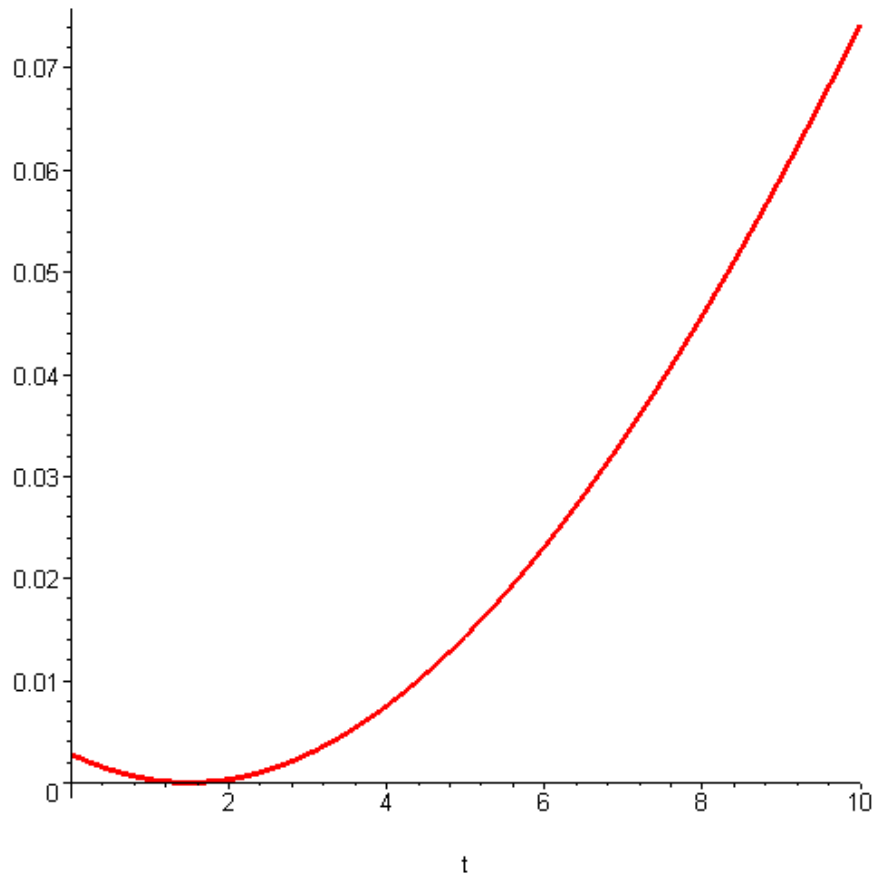
> "2.Розрахунок кривої розгону об'єкта при T01/T02 = 2":
> Y3:=k0*(1-(1+abs(t-T)/T02)*exp(-abs(t-T)/T02));
                                Y3 := 1.8 - 1.8(1 + 0.03785011355|t-1.5|)e(-0.03785011355 |t-1.5|)

> with(plots):
> b1:=plot(Y1,t=0.0...900,thickness=2):
> b2:=plot(Y2,t=0.0...900,thickness=2):
> b3:=plot(Y3,t=0.0...900,thickness=1):
> display({b1});

```



```
> with(plots) :  
> b1:=plot(Y1,t=0.0...10,thickness=3) :  
> b2:=plot(Y2,t=0.0...10,thickness=3) :  
> b3:=plot(Y3,t=0.0...10,thickness=3) :  
> display({b2}) ;
```

```

> "ПАРАМЕТРИЧНИЙ СИНТЕЗ ВНУТРІШНЬОГО КОНТУРА КАСКАДНОЇ АСР":
> restart:
> "1. РОЗРАХУНОК ОПТИМАЛЬНИХ НАЛАГОДЖУВАЛЬНИХ ПАРАМЕТРІВ ПІ-
РЕГУЛЯТОРА":
> "1.1.Розрахунок параметрів регулятора виконувалося за методом
трикутника. По кривій розгону об'єкта керування визначалася точка
максимальної швидкості наростання перехідного процесу, навколо якої
будувався прямокутний трикутник і знаходилася максимальна швидкість
за формулою":
> F:=delta(y)/delta(t);

$$F := \frac{\delta(y)}{\delta(t)}$$

> delta(y) :=0.2;

$$\delta(y) := 0.2$$

> delta(t) :=20;

$$\delta(t) := 20$$

> F:=delta(y)/delta(t);

$$F := 0.01000000000$$

> "Максимальна швидкість перехідного процесу об'єкта дорівнює
0.001333 1/с":
> "1.2.Розрахунок оптимальних параметрів регулятора":
> "Час чистого запізнення об'єкта":
> T:=3;

$$T := 3$$


```

> $K_p := 1.2 * F * T;$

$$K_p := 0.036000000000$$

> $T_i := 2 * T;$

$$T_i := 6$$

> restart:

> "2. РОЗРАХУНОК ПЕРЕДАВАЛЬНОЇ ФУНКЦІЇ ВНУТРІШНЬОГО КОНТУРА":

>

$W_b(s) := W_{1p}(s) * W_2(s) * W_3(s) * W_4(s) / (1 + W_{1p}(s) * W_2(s) * W_3(s) * W_4(s) * W_5(s) * W_6(s));$

$$W_b(s) := \frac{W_{1p}(s) W_2(s) W_3(s) W_4(s)}{1 + W_{1p}(s) W_2(s) W_3(s) W_4(s) W_5(s) W_6(s)}$$

> "Передавальна функція ПІ-регулятора":

> $W_{1p}(s) := K_p + 1 / (s * T_i);$

$$W_{1p}(s) := K_p + \frac{1}{s T_i}$$

> "Передавальна функція виконавчого механізму":

> $W_2(s) := k_2 / (T_2 * s + 1);$

$$W_2(s) := \frac{k_2}{T_2 s + 1}$$

> "Передавальна функція регулюючого органа":

> $W_3(s) := k_3;$

$$W_3(s) := k_3$$

> "Передавальна функція технологічного об'єкта керування":

>

$W_4(s) := (k_{11} * s^3 + k_{12} * s^2 + k_{13} * s + 0.43) / (T_{43} * s^4 + T_{42} * s^3 + T_{41} * s^2 + T_{40} * s + 1);$

$$W_4(s) := \frac{k_{11} s^3 + k_{12} s^2 + k_{13} s + 0.43}{T_{43} s^4 + T_{42} s^3 + T_{41} s^2 + T_{40} s + 1}$$

> "Передавальна функція датчика":

> $W_5(s) := k_5 / (T_5 * s + 1);$

$$W_5(s) := \frac{k_5}{T_5 s + 1}$$

> "Передавальна функція проміжного перетворювача":

> $W_6(s) := k_6;$

$$W_6(s) := k_6$$

> "Передавальна функція системи керування":

>

$W(s) := W_p(s) * W_2(s) * W_3(s) * W_4(s) / (1 + W_p(s) * W_2(s) * W_3(s) * W_4(s) * W_5(s) * W_6(s));$

> "Уведення параметрів системи керування":

> $K_p := 0.036;$

$$K_p := 0.036$$

> $T_i := 6;$

$T_i := 6$

> $k_{11} := 2.68;$

$k_{11} := 2.68$

> $k_{12} := 12.6;$

$k_{12} := 12.6$

> $k_{13} := 17.2;$

$k_{13} := 17.2$

> $k_2 := 0.9;$

$k_2 := 0.9$

> $k_3 := 1.5;$

$k_3 := 1.5$

> $k_4 := 0.892;$

$k_4 := 0.892$

> $k_5 := 0.000077;$

$k_5 := 0.000077$

> $k_6 := 0.9;$

$k_6 := 0.9$

> $T_2 := 25;$

$T_2 := 25$

> $T_{40} := 29.1;$

$T_{40} := 29.1$

> $T_{41} := 112.7;$

$T_{41} := 112.7$

> $T_{42} := 16,3;$

$T_{42} := 16,3$

> $T_{43} := 2.4;$

$T_{43} := 2.4$

>

> $T_5 := 0.05;$

$T_5 := 0.05$

>

> "РОЗРАХУНОК ПЕРЕХІДНОГО ПРОЦЕСУ ОДНОКОНТУРНОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ З ПІ-РЕГУЛЯТОРОМ":

> "Уведення параметрів ідентифікованої АСР":

> $T_{02} := 37.84;$

$T_{02} := 37.84$

> $T_{01} := 13.46;$

$T_{01} := 13.46$

> $k_0 := 29.840;$

$k_0 := 29.840$

```

> T:=3;
                                T:=3

> "1.Розрахунок кривої розгону об'єкта при T01/T02 > 2":
> p1:=-T01/(2*T02^2)+sqrt((T01/(2*T02^2))^2-(1/T02)^2);
                                p1:=-0.004700161803 0.02600573107

> p2:=-T01/(2*T02^2)-sqrt((T01/(2*T02^2))^2-(1/T02)^2);
                                p2:=-0.004700161803 0.02600573107

> Y1:=k0*(1-(p2/(p2-p1))*exp(p1*abs(t-T))+(p1/(p2-p1))*exp(p2*abs(t-
T))):
> "2.Розрахунок кривої розгону об'єкта при T01/T02 < 2":
> a:=T01/(2*T02^2);
                                a:=0.004700161803

> w:=sqrt((1/T02^2-(T01/(2*T02^2))^2));
                                w:=0.02600573107

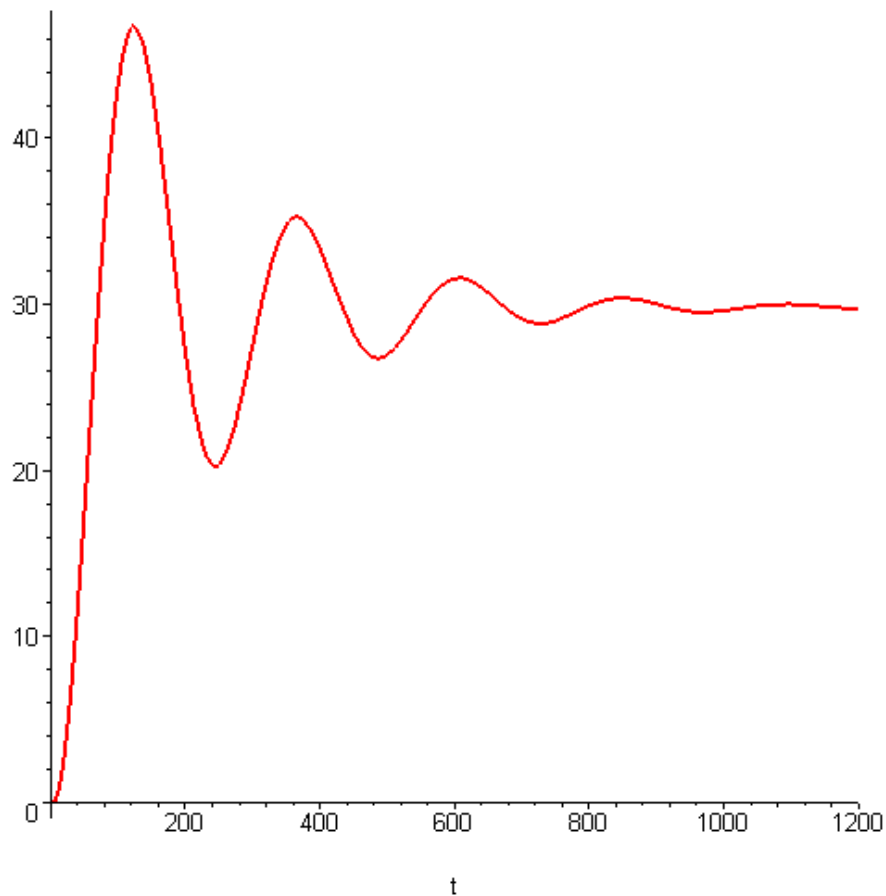
> Y2:=k0*(1-exp(-a*abs(t-T))*(cos(w*abs(t-T))+(a/w)*sin(w*abs(t-
T)))));
                                Y2:=29.840-29.840e(-0.004700161803|t-3|)
                                (cos(0.02600573107t-3|)+0.1807356152sin(0.02600573107t-3|))

> "3.Розрахунок кривої розгону об'єкта при T01/T02 =2":
> Y3:=k0*(1-(1+abs(t-T)/T02)*exp(-abs(t-T)/T02));
                                Y3:=29.840-29.840(1+0.02642706131|t-3|)e(-0.02642706131|t-3|)

> with(plots):
Warning, the name changecoords has been redefined

> b1:=plot(Y1,t=0.0...1200,thickness=3):
> b2:=plot(Y2,t=0.0...1200,thickness=2):
> b3:=plot(Y3,t=0.0...1200,thickness=1):
> display({b2});

```



```

>
> "РОЗРАХУНОК ДЧХ ЕКВАВАЛЕНТНОГО ОБ'ЄКТА ЗОВНІШНЬОГО КОНТУРА
КАСКАДНОЇ АСК":
> "Передавальна функція еквівалентного об'єкта зовнішнього контура":
> W(s) := Wb(s) * Wk4(s) * W7(s) * W8(s) ;
      W(s) := 
$$\frac{W1p(s) W2(s) W3(s) W4(s) Wk4(s) W7(s) W8(s)}{1 + W1p(s) W2(s) W3(s) W4(s) W5(s) W6(s)}$$

> R := Re (W(s)) ;
      R := 
$$\Re \left( \frac{W1p(s) W2(s) W3(s) W4(s) Wk4(s) W7(s) W8(s)}{1 + W1p(s) W2(s) W3(s) W4(s) W5(s) W6(s)} \right)$$

>
> "РОЗРАХУНОК ПЕРЕХІДНОГО ПРОЦЕСУ ЕКВІВАЛЕНТНОГО ОБ'ЄКТА КАСКАДНОЇ
АСК":
> "Уведення параметрів ідентифікованої АСР":
> T02 := 37.85;
      T02 := 37.85
> T01 := 14.67;
      T01 := 14.67
> k0 := 0.00643;
      k0 := 0.00643
> T := 6;
      T := 6
> "1. Розрахунок кривої розгону об'єкта при T01/T02 > 2":

```

```

> p1:=-T01/(2*T02^2)+sqrt((T01/(2*T02^2))^2-(1/T02)^2);
      p1 := -0.005119981015- 0.02591922805i

> p2:=-T01/(2*T02^2)-sqrt((T01/(2*T02^2))^2-(1/T02)^2);
      p2 := -0.005119981015- 0.02591922805i

> Y1:=k0*(1-(p2/(p2-p1))*exp(p1*abs(t-T))+(p1/(p2-p1))*exp(p2*abs(t-
T))));
      Y1 := 0.00643
      - (0.003215000000- 0.0006350782875i) e((-0.005119981015 + 0.02591922805 i)|t-6|)
      - (0.003215000000- 0.0006350782875i) e((-0.005119981015 - 0.02591922805 i)|t-6|)

> "2.Розрахунок кривої розгону об'єкта при T01/T02 < 2":

> a:=T01/(2*T02^2);
      a := 0.005119981015i

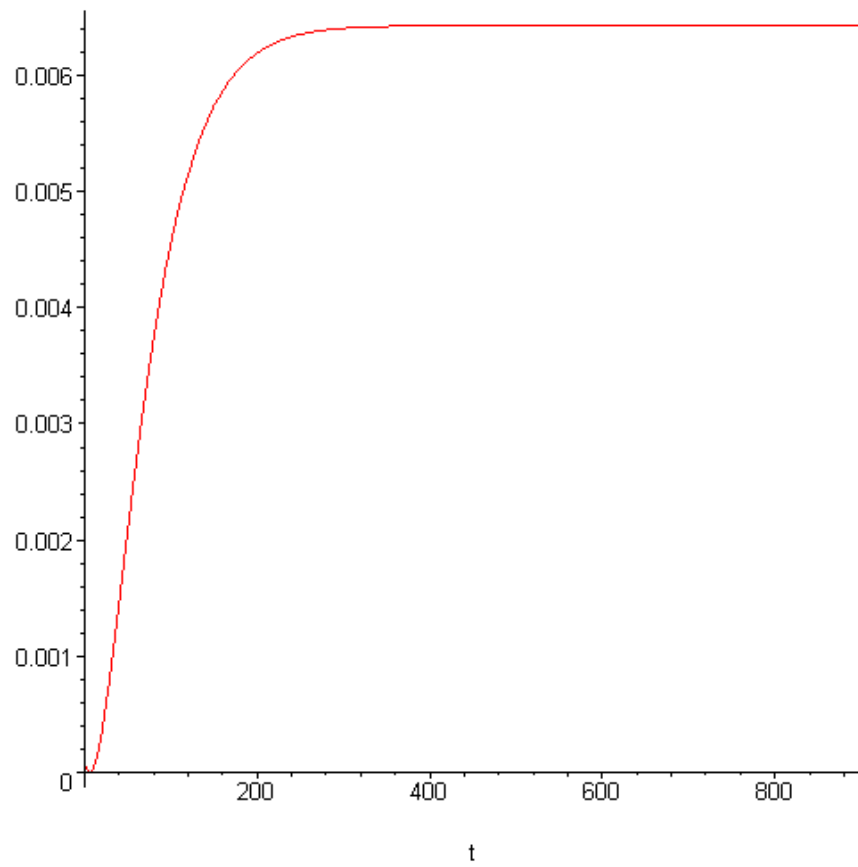
> w:=sqrt((1/T02^2-(T01/(2*T02^2))^2));
      w := 0.02591922805i

> Y2:=k0*(1-exp(-a*abs(t-T))*(cos(w*abs(t-T))+(a/w)*sin(w*abs(t-
T)))));
      Y2 := 0.00643- 0.00643e(-0.005119981015 |t-6|)
      (cos(0.02591922805t-6|)+0.1975360148sin(0.02591922805t-6|))

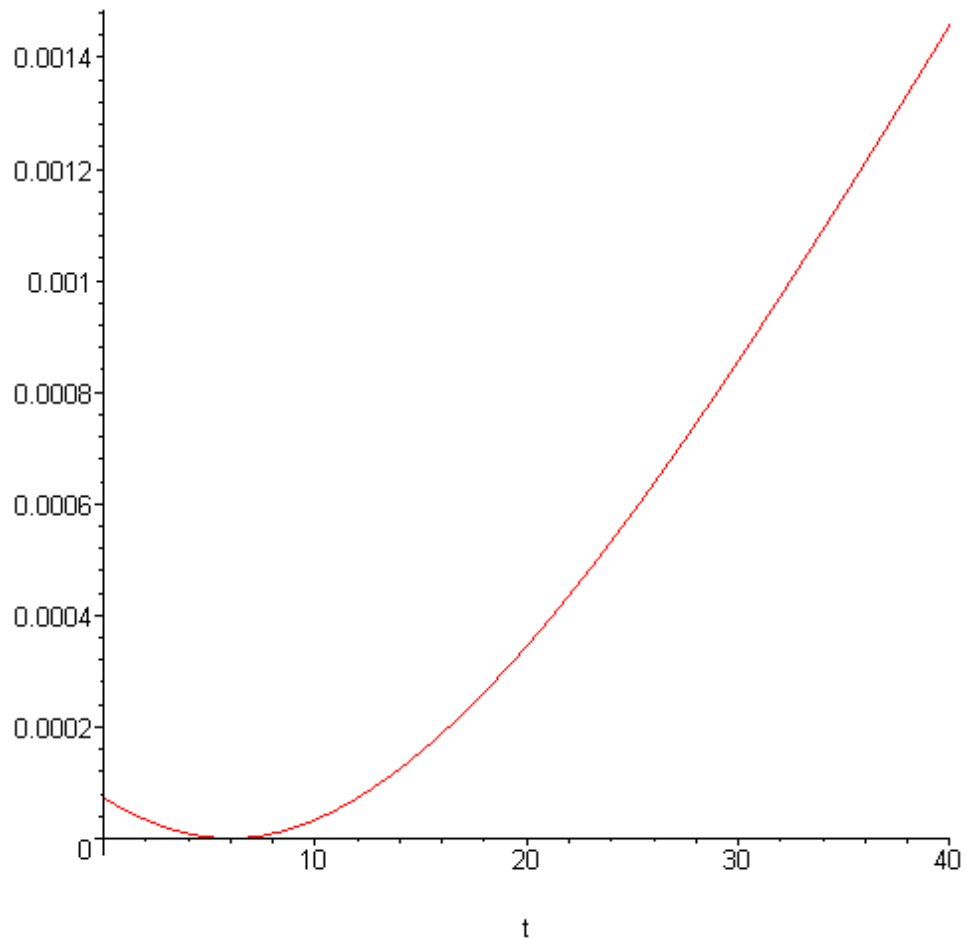
> "3.Розрахунок кривої розгону об'єкта при T01/T02 =2":
> Y3:=k0*(1-(1+abs(t-T)/T02)*exp(-abs(t-T)/T02));
      Y3 := 0.00643- 0.00643(1+0.02642007926|t-6|) e(-0.02642007926 |t-6|)

> with(plots):
> b1:=plot(Y1,t=0.0...900,thickness=3):
> b2:=plot(Y2,t=0.0...900,thickness=2):
> b3:=plot(Y3,t=0.0...900,thickness=1):
> display({b3});

```



```
> with(plots) :  
> b2:=plot(Y2,t=0.0...40,thickness=2) :  
> b3:=plot(Y3,t=0.0...40,thickness=1) :  
> display({b3}) ;
```



```

>
> "РОЗРАХУНОК ПЕРЕХІДНОГО ПРОЦЕСУ КАСКАДНОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ":
> "Уведення параметрів ідентифікованої АСР":
> T02:=28.34;
                                T02 := 28.34

> T01:=29.567;
                                T01 := 29.567

> k0:=1.000264;
                                k0 := 1.000264

> T:=5;
                                T:=5

> "1.Розрахунок кривої розгону об'єкта при T01/T02 > 2":
> p1:=-T01/(2*T02^2)+sqrt((T01/(2*T02^2))^2-(1/T02)^2);
                                p1 := -0.01840676950 0.03010447780

> p2:=-T01/(2*T02^2)-sqrt((T01/(2*T02^2))^2-(1/T02)^2);
                                p2 := -0.01840676950 0.03010447780

> Y1:=k0*(1-(p2/(p2-p1))*exp(p1*abs(t-T))+(p1/(p2-p1))*exp(p2*abs(t-
T))) :
> "2.Розрахунок кривої розгону об'єкта при T01/T02 < 2":
> a:=T01/(2*T02^2);

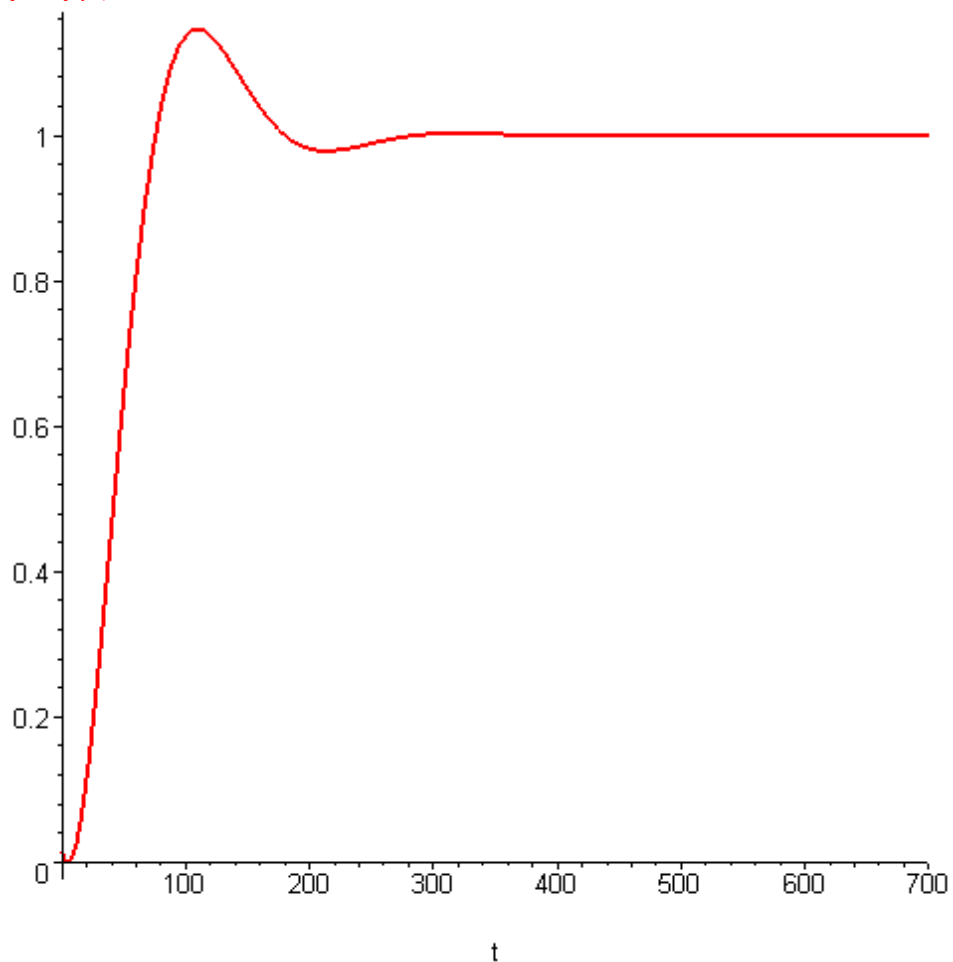
```



```

a:=0.0184067695(
> w:=sqrt((1/T02^2-(T01/(2*T02^2))^2));
w:=0.0301044778(
> Y2:=k0*(1-exp(-a*abs(t-T))*(cos(w*abs(t-T))+(a/w)*sin(w*abs(t-
T)))));
Y2:=1.000264-1.000264e(-0.01840676950|t-5|)
(cos(0.03010447780|t-5|)+0.6114296226sin(0.03010447780|t-5|))
> "3.Розрахунок кривої розгону об'єкта при T01/T02 =2":
> Y3:=k0*(1-(1+abs(t-T)/T02)*exp(-abs(t-T)/T02));
Y3:=1.000264-1.000264(1+0.03528581510|t-5|)e(-0.03528581510|t-5|)
> with(plots):
> b1:=plot(Y1,t=0.0...700,thickness=3):
> b2:=plot(Y2,t=0.0...700,thickness=2):
> b3:=plot(Y3,t=0.0...700,thickness=1):
> display({b2});

```



>

```
> restart;  
> k11:=2.68;  
k11 := 2.68  
  
> k12:=12.6;  
k12 := 12.6  
  
> k13:=17.2;  
k13 := 17.2  
  
> k2:=0.9;  
k2 := 0.9  
  
> k3:=1.5;  
k3 := 1.5  
  
> k4:=0.892;  
k4 := 0.892  
  
> k5:=0.000077;  
k5 := 0.000077  
  
> k6:=0.9;  
k6 := 0.9  
  
> T2:=25;  
T2 := 25  
  
> T40:=29.1;  
T40 := 29.1  
  
> T41:=112.7;  
T41 := 112.7  
  
> T42:=16,3;  
T42 := 16,3  
  
> T43:=2.4;  
T43 := 2.4  
  
> T5:=0.05;  
T5 := 0.05  
  
> "Уводимо параметри реологічного переходу":  
> T11:=36;  
T11 := 36  
  
> T12:=35;  
T12 := 35  
  
> T13:=34;  
T13 := 34
```

> T14:=33;

$T14 := 33$

> T15:=32;

$T15 := 32$

> tao1:=3.4;

$tao1 := 3.4$

>

> tao2:=3.8;

$tao2 := 3.8$

> tao3:=4.2;

$tao3 := 4.2$

> tao4:=4.6;

$tao4 := 4.6$

> tao5:=5.9;

$tao5 := 5.9$

> Kp:=0.036;

$Kp := 0.036$

> Ti:=6;

$Ti := 6$

> W1p(s):=Kp+1/(s*Ti);

$W1p(s) := 0.036 + \frac{1}{6s}$

> "Передавальна функція виконавчого механізму":

> W2(s):=k2/(T2*s+1);

$W2(s) := \frac{0.9}{25s + 1}$

> "Передавальна функція регулюючого органа":

> W3(s):=k3;

$W3(s) := 1.5$

> "Передавальна функція технологічного об'єкта керування":

>

W4(s):=(k11*s^3+k12*s^2+k13*s+0.43)/(T43*s^4+T42*s^3+T41*s^2+T40*s+1);

$W4(s) := \frac{2.68s^3 + 12.6s^2 + 17.2s + 0.43}{2.4s^4 + (16,3)s^3 + 112.7s^2 + 29.1s + 1}$

> "Передавальна функція датчика":

> W5(s):=k5/(T5*s+1);

$W5(s) := \frac{0.000077}{0.05s + 1}$

> "Передавальна функція проміжного перетворювача":

> W6(s):=k6;

$W6(s) := 0.9$

> "Передавальні функції технологічного об'єкта керування за температурою на основі теорії реологічних переходів":

> T21:=T11*(exp(-t/tao3));

$$T21 := 36 e^{(-0.2380952381 t)}$$

> T22:=T12*(exp(-t/tao3));

$$T22 := 35 e^{(-0.2380952381 t)}$$

> T23:=T13*(exp(-t/tao3));

$$T23 := 34 e^{(-0.2380952381 t)}$$

> T24:=T14*(exp(-t/tao3));

$$T24 := 33 e^{(-0.2380952381 t)}$$

> T25:=T15*(exp(-t/tao3));

$$T25 := 32 e^{(-0.2380952381 t)}$$

>

> "Передавальна функція еквівалентного об'єкта керування":

> W1o(s):=W2(s)*W3(s)*W4(s)*W5(s)*W6(s);

$$W1o(s) := \frac{0.000093555(2.68s^3 + 12.6s^2 + 17.2s + 0.43)}{(25s + 1)(2.4s^4 + (16,3)s^3 + 112.7s^2 + 29.1s + 1)(0.05s + 1)}$$

> "Передавальні функції внутрішнього контура каскадної АСК при зміні передавальної функції технологічного об'єкта керування":

>

W11(s):=W1p(s)*W2(s)*W3(s)*T21/(1+W1p(s)*W2(s)*W3(s)*T21*W5(s)*W6(s));

$$W11(s) := \frac{48.60 \left(0.036 + \frac{1}{6s} \right) e^{(-0.2380952381 t)}}{(25s + 1) \left(1 + \frac{0.003367980 \left(0.036 + \frac{1}{6s} \right) e^{(-0.2380952381 t)}}{(25s + 1)(0.05s + 1)} \right)}$$

>

W12(s):=W1p(s)*W2(s)*W3(s)*T22/(1+W1p(s)*W2(s)*W3(s)*T22*W5(s)*W6(s));

$$W12(s) := \frac{47.25 \left(0.036 + \frac{1}{6s} \right) e^{(-0.2380952381 t)}}{(25s + 1) \left(1 + \frac{0.003274425 \left(0.036 + \frac{1}{6s} \right) e^{(-0.2380952381 t)}}{(25s + 1)(0.05s + 1)} \right)}$$

>

W13(s):=W1p(s)*W2(s)*W3(s)*T23/(1+W1p(s)*W2(s)*W3(s)*T23*W5(s)*W6(s));

$$W13(s) := \frac{45.90 \left(0.036 + \frac{1}{6s} \right) e^{(-0.2380952381 t)}}{(25s + 1) \left(1 + \frac{0.003180870 \left(0.036 + \frac{1}{6s} \right) e^{(-0.2380952381 t)}}{(25s + 1)(0.05s + 1)} \right)}$$

>

```
W14(s):=W1p(s)*W2(s)*W3(s)*T24/(1+W1p(s)*W2(s)*W3(s)*T24*W5(s)*W6(s));
```

$$W14(s) := \frac{44.55 \left(0.036 + \frac{1}{6s} \right) e^{(-0.2380952381 t)}}{(25s+1) \left(1 + \frac{0.003087315 \left(0.036 + \frac{1}{6s} \right) e^{(-0.2380952381 t)}}{(25s+1)(0.05s+1)} \right)}$$

>

```
W15(s):=W1p(s)*W2(s)*W3(s)*T25/(1+W1p(s)*W2(s)*W3(s)*T25*W5(s)*W6(s));
```

$$W15(s) := \frac{43.20 \left(0.036 + \frac{1}{6s} \right) e^{(-0.2380952381 t)}}{(25s+1) \left(1 + \frac{0.002993760 \left(0.036 + \frac{1}{6s} \right) e^{(-0.2380952381 t)}}{(25s+1)(0.05s+1)} \right)}$$

```
> with(inttrans);
```

```
[addtable, fourier, fouriercos, fouriersin, hankel, hilbert, invfourier, invhilbert, invlaplace, invmellin, laplace, mellin, savetable]
```

```
> y1:=invlaplace(W11(s)/s,s,t);
```

```
y2:=invlaplace(W12(s)/s,s,t);
```

```
y3:=invlaplace(W13(s)/s,s,t);
```

```
y4:=invlaplace(W14(s)/s,s,t);
```

```
y5:=invlaplace(W15(s)/s,s,t);
```

```
> with(plots);
```

```
> p11:=plot(y1,t=10..40);
```

```
p12:=plot(y2,t=10..40);
```

```
p13:=plot(y3,t=10..40);
```

```
p14:=plot(y4,t=10..40);
```

```
p15:=plot(y5,t=10..40);
```

```
> display(p11,p12,p13,p14,p15);
```

