

**НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
ІМЕНІ ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»**

Інженерно-хімічний факультет

(повна назва інституту/факультету)

Кафедра автоматизації хімічних виробництв

(повна назва кафедри)

«На правах рукопису»

УДК _____

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри

_____ А.І.Жученко
(підпис) (ініціали, прізвище)

“ ” _____ 20__

р.

Магістерська дисертація

на здобуття ступеня магістра

зі спеціальності 151 – Автоматизація та комп’ютерно-інтегровані технології

(код і назва)

на тему: «Автоматизація технологічного процесу виробництва азотної кислоти під атмосферним тиском»

Виконав (-ла): студент (-ка) II курсу, групи ЛА-72мп
(шифр групи)

Шестопал Ольга Сергіївна _____
(прізвище, ім’я, по батькові) (підпис)

Керівник Оніщенко Володимир Олександрович _____
(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали) (підпис)

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

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

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

Студент _____
(підпис)

Київ – 2018 року

**Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»**

Інженерно-хімічний факультет

(повна назва)

Кафедра автоматизації хімічних виробництв

(повна назва)

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

Спеціальність 151- Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології
(код і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

_____ А.І.Жученко
(підпис) (ініціали, прізвище)

« ____ » _____ 20__ р.

ЗАВДАННЯ

на магістерську дисертацію студенту

Шестопал Ольга Сергіївна

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема дисертації Автоматизація процесу виробництва азотної кислоти під атмосферним тиском

науковий керівник дисертації ас. Оніщенко Володимир Олександрович,
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом по університету від « ____ » _____ 20__ р. № _____

2. Термін подання студентом дисертації _____

3. Об'єкт дослідження Реактор окислення аміаку

4. Вихідні дані Опис технології, технологічна схема, технологічні параметри

5. Перелік завдань, які потрібно розробити розробити схему автоматизації функціональну; схему пуску реактора; схему аварійного захисту та дистанційного керування двигунів; розробити математичну модель статичного та динамічного режимів об'єкта; синтезувати систему керування

6. Орієнтовний перелік графічного (ілюстративного) матеріалу схема автоматизації функціональна;схема автоматизації пуску реактора окислення; принципова-електрична схема дистанційного керування електродвигунів, аварійного захисту;

7. Орієнтовний перелік публікацій Відділення підготовки суміші аміаку та повітря, як об'єкт керування

8. Консультанти розділів дисертації*

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

9. Дата видачі завдання _____

Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання магістерської дисертації	Термін виконання етапів магістерської дисертації	Примітка
1	Аналіз виробництва азотної кислоти	20.09.2018	
2	Розробка функціональної схеми автоматизації	8.10.2018	
3	Розробка математичної моделі процесу окислення у виробництві азотної кислоти	30.10.2018	
4	Синтез систем автоматичного керування реактором	20.11.2018	
5	Створення стартап-проекту	10.12.2018	

Студент

(підпис)

Шестопа О. С.

(ініціали, прізвище)

Науковий керівник дисертації

(підпис)

Оніщенко В.О.

(ініціали, прізвище)

* Консультантом не може бути зазначено наукового керівника магістерської дисертації.

Реферат

В магістерській дисертації виконаний аналіз технологічної схеми виробництва азотної кислоти під атмосферним тиском.

Розроблена система автоматизації технологічного процесу, також система автоматизації пуску реактора окислення, принципова електрична схема управління та аварійного захисту електродвигунів.

Основний технологічний апарат є реактор окислення. В магістерській дисертації розглянуто особливості роботи реактора окислення, як об'єкта керування. Розроблена математична модель статичного режиму роботи та модель динамічного режиму роботи. . За допомогою даної моделі виконано розрахунки статичних характеристик по каналам збурення і керування. Розроблено синтез систем автоматичного керування реактором.

Також в магістерській дисертації створено стартап-проект для процесу виробництва азотної кислоти під атмосферним тиском.

Магістерська дисертація містить пояснювальну записку об'ємом 93 сторінки та специфікацію устаткування та приладів об'ємом 8 сторінок.

Пояснювальна записка містить 27 рисунків, 7 таблиць, 1 додаток (специфікація устаткування та обладнання) та 17 літературних джерел.

Ключові слова: окислення, аміак, аміачно-повітряна суміш, реактор окислення, контур керування, об'єкт керування, схема автоматизації, математична модель, статична характеристика, динамічна характеристика, канал збурення, канал керування, специфікація обладнання.

Abstract

In the master's dissertation an analysis of the technological scheme of production of nitric acid under atmospheric pressure is made.

A system for automation of the technological process, as well as a system for the automation of the startup of the oxidation reactor, a principal electrical circuit for control and emergency protection of electric motors, has been developed.

The main technological apparatus is an oxidation reactor. In the master's thesis features of the oxidation reactor as a control object are considered. The mathematical model of the static mode of operation and the model of the dynamic mode of work are developed. . With the help of this model, calculations of static characteristics through the channels of perturbation and control were performed. The synthesis of automatic reactor control systems is developed.

Also in the master's thesis a start-up project for nitric acid production under atmospheric pressure was created.

The master's dissertation contains an explanatory note with a volume of 93 pages and a specification of equipment and devices with a volume of 8 pages.

The explanatory note contains 27 figures, 7 tables, 1 supplement (equipment specification) and 17 literary sources.

Key words: oxidation, ammonia, ammonia-air mixture, oxidation reactor, control loop, control object, automation circuit, mathematical model, static characteristic, dynamic characteristic, perturbation channel, control channel, equipment specification.

Зміст

1. ХІМІЧНІ ТА ФІЗИЧНІ ВЛАСТИВОСТІ ВИРОБНИЦТВА АЗОТНОЇ КИСЛОТИ.....	3
1.1 Аналіз виробництва азотної кислоти, як об'єкт автоматизації.....	3
1.2 Властивості азотної кислоти.....	5
1.3 Опис технологічної схеми виробництва.....	5
1.4 Аналіз агрегата АК-72, як об'єкта автоматизації.....	8
2. РОЗРОБКА АВТОМАТИЗАЦІЇ ВИРОБНИЦТВА АЗОТНОЇ КИСЛОТИ.....	10
2.1 Розробка функціональної схеми автоматизації.....	10
2.2 Опис контурів контролю та регулювання.....	11
2.3 Розробка системи автоматизації пуску реактора окислення.....	17
3. РОЗРОБКА МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ОКИСЛЕННЯ В ВИРОБНИЦТВІ АЗОТНОЇ КИСЛОТИ.....	21
3.1 Математична модель статичного процесу окислення.....	21
3.2 Дослідження математичної моделі статичного процесу окислення.....	35
3.3 Математична модель динаміки процесу окислення.....	45
3.4 Дослідження математичної моделі динаміки процесу окислення.....	51
4. СИНТЕЗ СИСТЕМ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ РЕАКТОРОМ.....	53
4.1 Постановка завдання управління.....	53
4.2 Типова система регулювання	59
4.3 Адаптивна система автоматичного регулювання.....	63
4.4 Системи автоматичного керування реактором з структурною адаптацією.....	74
4.5 Системи автоматичного регулювання з перебудованою структурою.....	79
4.6 Синтез системи без запізнювання в контурі управління.....	85
4.7 Синтез системи з запізненням в контурі управління.....	87

5. СТВОРЕННЯ СТАРТАП-ПРОЕКТУ.....	91
5.1 Ідея створення стартап-проекту.....	91
5.2 Аналіз внутрішнього середовища.....	94
5.3 Короткий опис товару, якому присвячено аналіз маркетингового середовища.....	96
5.4 Актуальність проведення аналізу маркетингового середовища підприємства.....	99
6. ВИСНОВОК.....	102
7. ДОДАТОК 1	

Вступ

Складність і висока швидкість протікання технологічного процесу виробництва азотної кислоти, чутливість до порушень граничних значень вимірюваних величин, а також підвищені вибухонебезпечність їх, пожежонебезпечність і шкідливість умов для роботи людей спричинили підвищену увагу до питань автоматизації хіміко-технологічних процесів. Автоматичний контроль та керування технологічним процесом забезпечує високу якість продукції, раціональне використання сировини та енергії, подовження термінів роботи устаткування, зменшення чисельності людських ресурсів для роботи.

Єдиним промисловим способом отримання азотної кислоти є контактне окиснення аміаку з подальшим окисненням NO до NO_2 і абсорбцією оксидів азоту водою. Для реалізації цього способу було розроблено технологічну схему автоматизації агрегата АК-72 і схему пуску реактора окислення.

Перелік умовних позначень

ТРС – температурний регулятор співвідношення

АПС – аміачно-повітряна суміш

ВМ – виконавчий механізм

САК – система автоматичного керування

САР – система автоматичного регулювання

ТП – технологічний процес

ТОК – технологічний об'єкт керування

БФАЧ – блок фазового автопідстроювання частоти

БУ – блок управління

АД– адаптуючий пристрій

ІД– ідентифікуючий пристрій

РЕГ – регулятор

$y(t)$ – вихідна змінна системи

$u(t)$ – вихідна змінна системи – керувальне діяння у функції часу

$f(t)$ – збурювальне діяння

$a(t)$ –адаптивний вплив

p – стала Лапласа

$W_{об}(p)$ –передавальна функція об'єкта регулювання

$W_p(p)$ – передавальна функція регулятора

s –заданий вплив

ε – помилка регулювання

k_n – коефіцієнт передачі регулятора

$\varepsilon_{уст}$ – стале значення помилки від збурюючого впливу

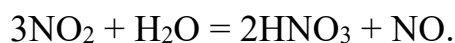
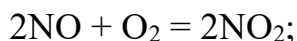
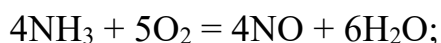
1. ХІМІЧНІ ТА ФІЗИЧНІ ВЛАСТИВОСТІ ВИРОБНИЦТВА АЗОТНОЇ КИСЛОТИ

1.1 Аналіз виробництва азотної кислоти, як об'єкт автоматизації

Азотна кислота при звичайних умовах являє собою безбарвну рідину з температурою кипіння $83,4^{\circ}\text{C}$ і температурою кристалізації $-41,58^{\circ}\text{C}$. Вона є малостійким з'єднанням і розкладається при звичайних температурах з виділенням оксидів азоту.

Азотна кислота є сильною мінеральною кислотою і володіє окислювальними властивостями, тому вона знаходить широке застосування в різних галузях техніки. Основна кількість азотної кислоти використовується при виробництві мінеральних добрив. Крім того, концентрована азотна кислота широко застосовується в органічному синтезі для отримання вибухових речовин, нітропохідних з'єднань ароматичного ряду, які є напівпродуктами при виробництві синтетичних барвників, фармацевтичних препаратів і ін.

В даний час єдиним промисловим способом отримання азотної кислоти є контактне окиснення аміаку до оксиду азоту (II) з подальшим окисненням NO до NO_2 і абсорбцією NO_2 водою утворюється за таких реакцій:



Як бачимо, виробництво азотної кислоти складається з трьох стадій. На першій стадії окиснення аміаку необхідно застосовувати каталізатор для протікання реакції. З усіх металів найбільшою активністю володіє металева платина. На платиновому каталізаторі при температурах $800-1000^{\circ}\text{C}$ вихід оксиду азоту (II) досягає 98-99% при часу контактування $\sim 10^{-4}$ с. Це дозволяє

виготовляти каталізатор з тонкої платинового дроту у вигляді сіток щільного плетіння. Для виготовлення сіток використовують дріт діаметром 0,092 мм, при цьому отримують сітку з розміром сторони чарунки 0,22 мм і числом осередків 1024 на 1 см².

Недоліком платини є її схильність до руйнування при високих температурах. Під впливом реакційного середовища при температурах вище 800 °С поверхню платинового дроту розпушується, в результаті чого спостерігається винесення найдрібніших частинок платини газовим потоком, що призводить до втрат каталізатора і обумовлює необхідність його заміни. Для зменшення втрат платини необхідно підвищити фізико-механічні властивості дроту - міцність і термічну стійкість. З цих причин в якості каталізатора використовують сплави платини з різними металами.

Реакція окислення аміаку на платіноідних каталізаторах починається при температурах 220- 240 °С. Однак в цих умовах основним продуктом окислення є N₂O. Поява NO спостерігається при температурах вище 300 °С. З подальшим підвищенням температури вихід оксиду азоту (II) зростає і досягає максимуму - 99% при температурах 900-920 °С. Залежність виходу NO від температури приведена на рис. 1.

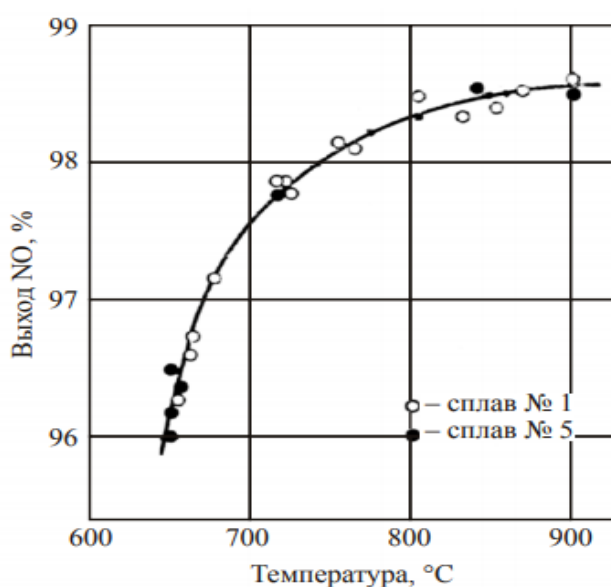
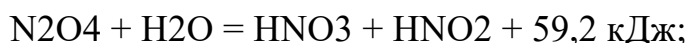
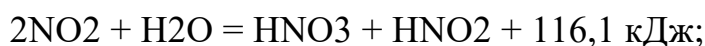


Рис.1.1. Залежність виходу NO від температури

Представлені дані показують, що крива залежності виходу NO від температури має затухаючий характер – зі збільшенням температури від 800 до 920 ° С вихід NO збільшується незначно. Отже, оптимальний температурний режим окислення лежить в інтервалі 800-920 °С.. Необхідна температура окислення досягається за рахунок теплоти реакції і підігріву вихідної газової суміші.

1.2 Властивості азотної кислоти

В результаті окислення оксиду азоту (II) утворюються нітрозні гази, які містять в своєму складі NO₂, N₂O₃, N₂O₄. Переробку оксидів азоту в азотну кислоту здійснюють шляхом поглинання окислених нітрозних газів водою або водним розчином азотної кислоти. При цьому протікають наступні реакції:



Азотистая кислота, що утворюється при абсорбції оксидів азоту, нестійка і розкладається з утворенням азотної кислоти і оксиду азоту (II) по реакції.



1.3. Опис технологічної схеми виробництва

Технологічна схема включає наступні стадії: фільтрацію повітря від пилу, стиснення його до 0,412 МПа; випаровування рідкого аміаку під атмосферним тиском; фільтрацію газоподібного аміаку; змішання газоподібного аміаку з повітрям; фільтрацію аміачно-повітряної суміші; окислення (конверсія) аміаку киснем повітря; охолодження нітрозних газів з одночасно промиванням їх від нітратів амонію і отримання конденсату азотної кислоти концентрацією 40-45% HNO₃; стиснення нітрозних газів до 1,079 МПа; охолодження сжатих нітрозних газів; абсорбцію оксидів азоту з утворенням 60% -ної азотної кислоти; підігрів

вихлопних газів до 480- 500 ° С; каталітичну очищення їх від оксидів азоту з одночасним менним підігрівом їх до 750-770 ° С; розширення вихлопних газів в газовій турбіні і охолодження розширених вихлопних газів в підігрівачі до 200 ° С.

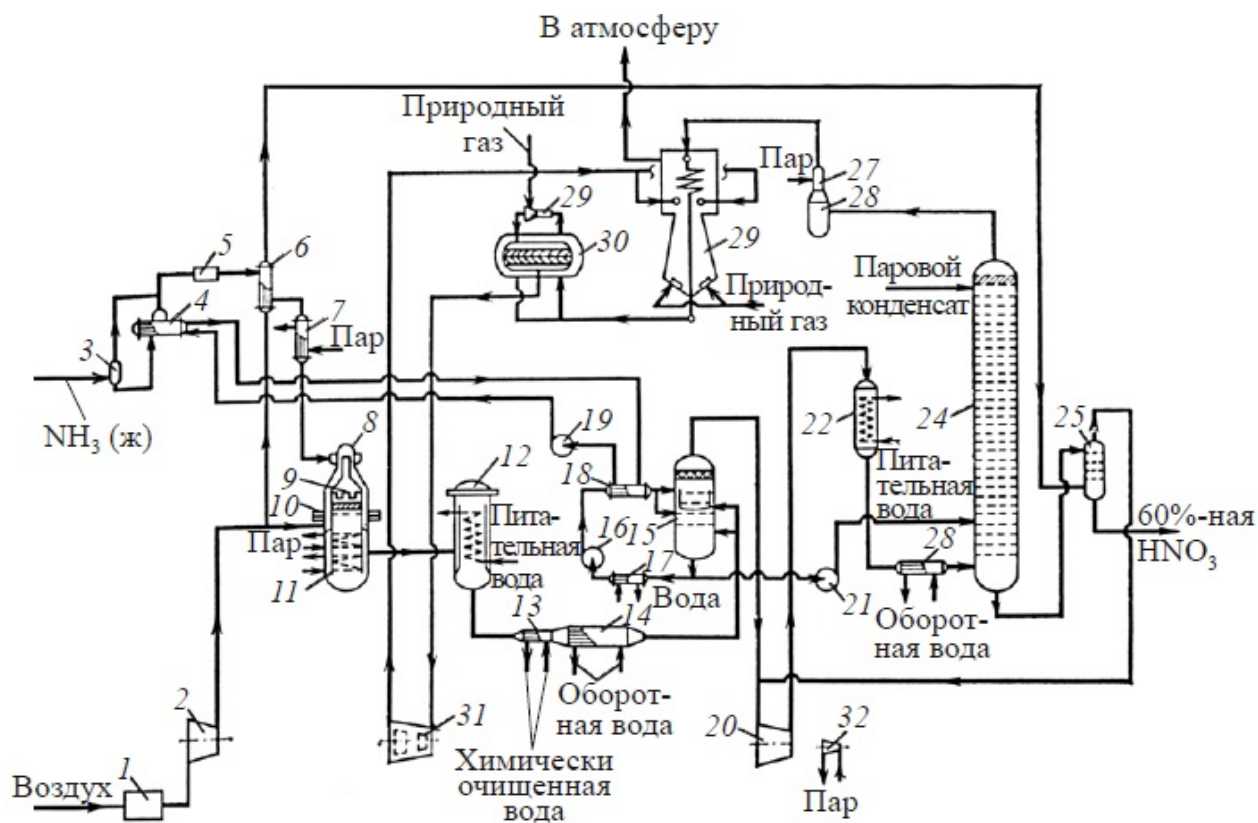


Рис. 1.2. Технологічна схема виробництва азотної кислоти під атмосферним тиском.

1 - фільтр повітря; 2 - компресор; 3 - ресивер рідкого аміаку; 4 - випарник аміаку; 5 - фільтр газоподібного аміаку; 6, 7, 13, 22, 27, 28 - підігрівачі; 8, 29 - змішувачі; 9 - фільтр аміачно-повітряної суміші; 10 – контактний апарат; 11 - котел-утилізатор; 12 - економайзер; 14, 23 - холодильники-конденсатори; 15 - газовий промивач; 16, 19, 21 - насоси; 17, 18 - теплообмінники; 20 - нітрозні нагнітач; 24 - абсорбційна колона; 25 – продувальна колона; 26 - пастка; 30 - реактор каталітичного очищення; 31 - газова турбіна; 32 - парова турбіна

Атмосферне повітря після очищення від механічних домішок на фільтрах грубого і тонкого очищення в апараті 1 засмоктується осьовим повітряним компресором 2. Стисле повітря розділяється на два потоки, з яких основний потік прямує в апарати окислення аміаку 8, а другий потік (10-14% від загального витрати повітря на технологію) проходить послідовно підігрівач газоподібного аміаку 5, продувну колону 21 і змішується з нітрозними газами на лінії всмоктування нітрозного нагнітача 17.

Рідкий аміак надходить в змішувач 3 та у випарник 4, де в останньому випаровується за рахунок тепла циркулюючої води. Вологий газоподібний аміак нагрівається в підігрівачі 5 стисненим повітрям (а в холодну пору року – додатково в теплообміннику 6 паром).

Гарячий газоподібний аміак змішується з повітрям в змішувачі 7. Аміачно-повітряна суміш піддається додатковому очищенні в фільтрі, вбудованому в контактний апарат. Окислення (конверсія) аміаку здійснюється на каталізаторних сітках з платино-родієво-паладієвого сплаву.

Гарячі нітрозні газу охолоджуються послідовно в котлі утилізаторі 8, розташованому під каталізаторними сітками, в економайзері 9, підігрівачі хімічно очищеної води 10, холодильнику-конденсаторі 11 і промивачі 12. У промивач 12 поряд з процесами охолодження нітрозного газу і конденсації парів з утворенням азотної кислоти здійснюється промивка нітрозних газів від аміаку, який не прореагував на каталізаторних сітках, і нітрат амонію, що утворюються з аміаку і оксидів азоту в тракці до промивача (особливо під час пуску).

Промивач 12 зрошується азотною кислотою, циркуляція якої здійснюється за допомогою насоса 13 через холодильник 14, охолоджуваний зворотною водою, в холодильник 15, охолоджуваний циркулюючою через випарники рідкого аміаку 4 захопленою водою. З промивача 12 40-45%-ва азотна кислота насосом 18 подається в абсорбційну колону 20.

Охолоджений нітрозний газ надходить в нагнітач 17, стискається до 1,079 МПа, далі послідовно охолоджується в підігрівачі живильної води 19 і в холодильнику-конденсаторі 22, після чого надходить в абсорбційну колону 20. Абсорбційна колона зрошується паровим конденсатом і конденсатом сокового пару з виробництва аміачної селітри. Продукційна 60% -ва азотна кислота надходить в продувну колону 25, де при тиску 0,392 МПа з неї віддувають розчинені оксиди азоту повітрям, далі самопливом кислота наляється в сховища складу.

1.4 Аналіз агрегата АК-72, як об'єкта автоматизації

Вихлопні гази з абсорбційної колони направляються в пастку 24 з вбудованим теплообмінником 23, в якому вони підігріваються для випаровування захоплених дрібних бризок, а потім - в підігрівач 30. Протипотоковий підігрів стислих вихлопних газів здійснюється послідовно розширеними вихлопними газами з газової турбіни і димовими газами, утвореними при згорянні природного газу в пальниках радіаційної частини підігрівача 30. Нагріті вихлопні гази проходять в реактор каталітичного очищення 27 і змішуються з природним газом в змішувачі 26. Суміш надходить в реактор каталітичного очищення 27, де на двухступінчатому каталізаторі при надлишку природного газу відбувається відновлення оксидів азоту до азоту з одночасним підігрівом вихлопних газів до 750-770 ° С. Гарячі вихлопні гази направляються на рекупераційну газову турбіну 28. Енергія розширення гарячих вихлопних газів практично повністю відповідає витратам ме-механічній енергії на стиснення повітря і нітрозних газів; деякий недолік механічної енергії заповнюється роботою парової турбіни 29. Розширені вихлопні гази з турбіни надходять в підігрівач 30, охолоджуються і викидаються через вихлопну трубу в атмосферу.

В агрегаті АК-72 очищення повітря і аміаку від механічних домішок здійснюється шляхом триразової фільтрації через тканинні і тонковолокнисті фільтри так, щоб вміст пилу в аміачно-повітряній суміші не перевищувало $0,007 \text{ м}^2 / \text{м}^3$.

Окислення аміаку здійснюється в двох контактних апаратах діаметром 4 м і висотою 5,57 м на комбінованому катализаторі при температурі 850-870 ° С. Ступінь конверсії аміаку становить 96,5-97,0%. Втрати платиноїдного катализатора становлять 0,12 г / т HNO_3 .

2. РОЗРОБКА АВТОМАТИЗАЦІЇ ВИРОБНИЦТВА АЗОТНОЇ КИСЛОТИ

2.1. Розробка функціональної схеми автоматизації

Схема автоматизації виробництва азотної кислоти під атмосферним тиском *МР.ЛА72мн.13. 00.001.СхА*. Зменшена копія функціональної схеми автоматизації лужного очищення дизельного палива показана на рис.2.1.

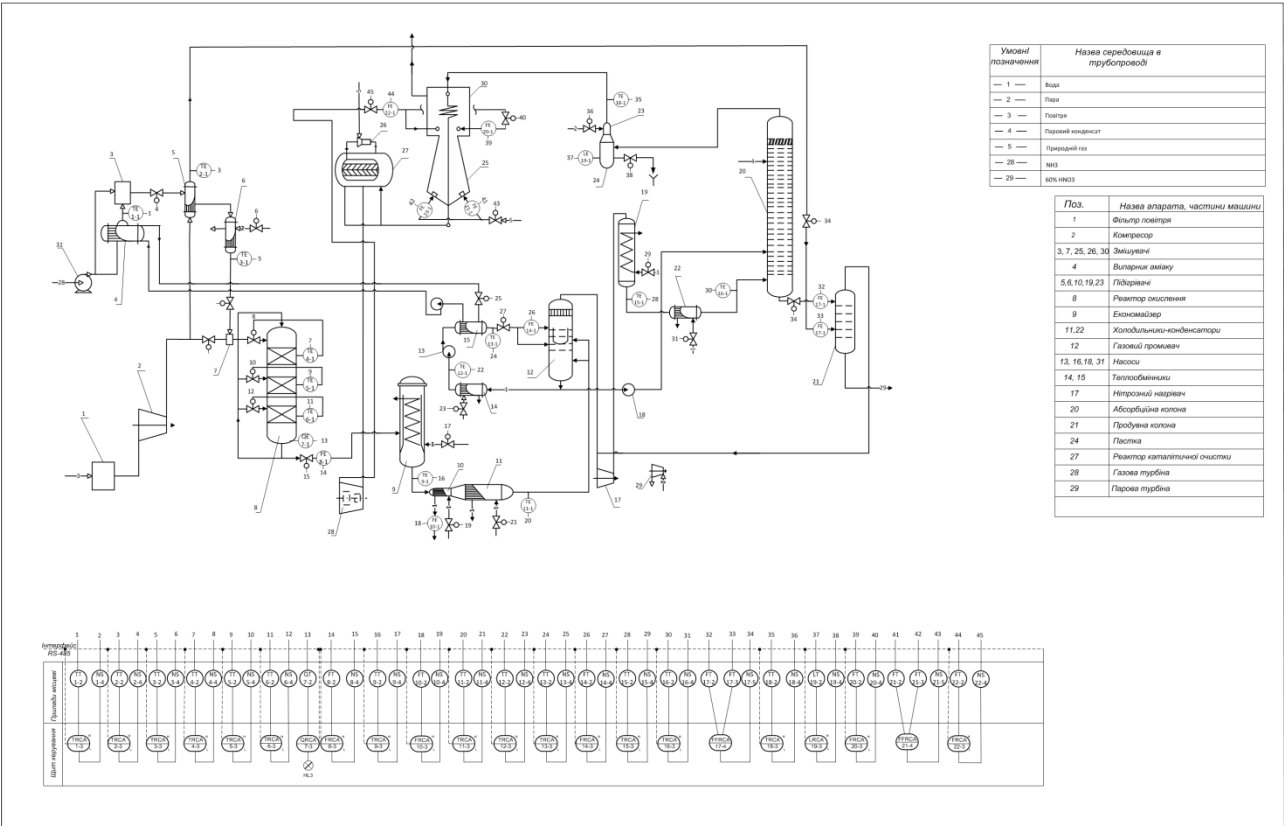


Рис.2.1. Функціональна схема автоматизації виробництва азотної кислоти під атмосферним тиском.

Пристрої автоматизації у даному процесі відіграють важливу роль, адже від них значною мірою залежить те, наскільки якісно і ефективно буде працювати підприємство.

Тому можна виділити основні типи пристроїв автоматизації:

FE - вимірювачі витрати, вимірюють витрату води і повітря.

TE – вимірювачі температури.

QE – вимірювач концентрації.

LE – вимірювач рівня.

FT, LT, TT – пристрої автоматизації для передачі сигналу на відстань;

FRCA, LRCA, TRCA – пристрої для автоматичного регулювання, реєстрації та сигналізації технологічного параметру (витрати, рівня та температури);

HL – сигнальні лампочки;

NS – магнітний пускач;

KM – електромагнітне реле (контактор магнітний);

SB – кнопки вмикання/вимикання електродвигунів;

SA – кнопки відключення електромотора від фази електричної мережі.

2.2 Опис контурів контролю та регулювання

Схема автоматичного контролю виробництва азотної кислоти під атмосферним тиском включає в себе ряд контурів реєстрації, регулювання і сигналізації.

До контурів контролю входять контури контролю витрати, концентрації, рівня та температури.

Контур 1 забезпечує контроль температури на виході з випарника, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 1-1 – чутливий елемент термоелектричного перетворювача, а саме термопару; 1-2 –

вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 1-3 – регулятор температури МІК-50, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 1-4 – магнітний пускач; 1-5 – виконавчий орган. Висновок:

Контур 2 забезпечує контроль температури повітряно-аміачної суміші на виході з підігрівача, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 2-1 – чутливий елемент термоелектричного [перетворювача](#), а саме термопару; 2-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 2-3 – регулятор температури МІК-50, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 1-4 – магнітний пускач; 2-5 – виконавчий орган.

Контур 3 забезпечує контроль температури повітряно-аміачної суміші на виході з підігрівача, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 3-1 – чутливий елемент термоелектричного [перетворювача](#), а саме термопару; 3-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 3-3 – регулятор температури МІК-51, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 1-4 – магнітний пускач; 3-5 – виконавчий орган.

Контур 4 забезпечує контроль температури повітряно-аміачної в першій полиці реактора окислення, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 4-1 – чутливий елемент термоелектричного [перетворювача](#), а саме термопару; 4-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 4-3 – регулятор температури МІК-50, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 4-4 – магнітний пускач; 4-5 – виконавчий орган.

Контур 5 забезпечує контроль температури повітряно-аміачної в другій полиці реактора окислення, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 5-1 – чутливий елемент термоелектричного [перетворювача](#), а саме термопару; 5-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 5-3 – регулятор

температурити МІК-50, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 5-4 – магнітний пускач; 5-5 – виконавчий орган.

Контур 6 забезпечує контроль температури повітряно-аміачної в третій полиці реактора окислення, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 6-1 – чутливий елемент термоелектричного [перетворювача](#), а саме термопару; 6-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 6-3 – регулятор температурити МІК-50, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 6-4 – магнітний пускач; 6-5 – виконавчий орган.

Контур 7 забезпечує контроль концентрації повітряно-аміачної реакторі окислення, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 7-1 – концентратомір рідин кондуктометричний; 7-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 7-3 – регулятор температурити МІК-50, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування.

Контур 8 забезпечує контроль витрати NO в трубопроводі після реактора окислення, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 8-1 – витратомір – діафрагма камерна; 8-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 8-3 – регулятор температурити МІК-51, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 8-4 – магнітний пускач; 8-5 – виконавчий орган.

Контур 9 забезпечує контроль температури NO в трубопроводі після охолодження в економайзері, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 9-1 – чутливий елемент

термоелектричного [перетворювача](#), а саме термопару; 9-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 9-3 – регулятор температури МІК-50, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 9-4 – магнітний пускач; 9-5 – виконавчий орган.

Контур 10 забезпечує контроль витрати води в трубопроводі в підігрівачі, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 10-1 – витратомір – діафрагма камерна; 10-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 10-3 – регулятор температури МІК-51, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 10-4 – магнітний пускач; 10-5 – виконавчий орган.

Контур 11 забезпечує контроль температури в трубопроводі після холодильника конденсатора, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 11-1 – чутливий елемент термоелектричного [перетворювача](#), а саме термопару; 11-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 11-3 – регулятор температури МІК-50, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 11-4 – магнітний пускач; 11-5 – виконавчий орган.

Контур 12 забезпечує контроль температури NO₂ в трубопроводі, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 12-1 – чутливий елемент термоелектричного [перетворювача](#), а саме термопару; 12-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 12-3 – регулятор температури МІК-50, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 12-4 – магнітний пускач; 12-5 – виконавчий орган.

Контур 13 забезпечує контроль температури NO₂ в трубопроводі, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 13-1 – чутливий елемент термоелектричного [перетворювача](#), а саме термопару; 13-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 13-3 – регулятор температури МІК-50, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 13-4 – магнітний пускач; 13-5 – виконавчий орган.

Контур 14 забезпечує контроль витрати води нітрозних газів в трубопроводі, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 14-1 – витратомір – діафрагма камерна; 14-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 14-3 – регулятор температури МІК-51, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 14-4 – магнітний пускач; 14-5 – виконавчий орган.

Контур 15 забезпечує контроль температури в трубопроводі, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 15-1 – чутливий елемент термоелектричного [перетворювача](#), а саме термопару; 15-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 15-3 – регулятор температури МІК-50, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 15-4 – магнітний пускач; 15-5 – виконавчий орган.

Контур 16 забезпечує контроль температури в трубопроводі, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 16-1 – чутливий елемент термоелектричного [перетворювача](#), а саме термопару; 16-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 16-3 – регулятор температури МІК-50, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 16-4 – магнітний пускач; 16-5 – виконавчий орган.

Контур 17 забезпечує співвідношення і контроль витрати в трубопроводі , оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 17-1 – витратомір – діафрагма камерна; 17-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 17-3 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 17-4 регулятор температури МІК-51, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 17-5 – магнітний пускач; 17-6 – виконавчий орган.

Контур 18 забезпечує контроль температури в трубопроводі, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 18-1 – чутливий елемент термоелектричного перетворювача, а саме термопару; 18-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 18-3 – регулятор температури МІК-50, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 18-4 – магнітний пускач; 18-5 – виконавчий орган.

Контур 19 забезпечує контроль рівня, оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 19-1 – рівнемір радарний; 19-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 19-3 – регулятор температури МІК-50, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування.

Контур 20 забезпечує контроль витрати в трубопроводі , оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 20-1 – витратомір – діафрагма камерна; 20-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 20-3 – регулятор температури МІК-51, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 20-4 – магнітний пускач; 20-5 – виконавчий орган.

Контур 21 забезпечує співвідношення і контроль витрати в трубопроводі , оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 21-1 – витратомір – діафрагма камерна; 21-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 21-3 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 21-4 регулятор температури МІК-51, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 21-5 – магнітний пускач; 21-6 – виконавчий орган.

Контур 22 забезпечує контроль витрати в трубопроводі , оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 22-1 – витратомір – діафрагма камерна; 22-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 22-3 – регулятор температури МІК-51, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 22-4 – магнітний пускач; 22-5 – виконавчий орган.

Контур 23 забезпечує співвідношення і контроль витрати в трубопроводі , оснащений технологічною реєстрацією і сигналізацією та включає: 23-1 – витратомір – діафрагма камерна; 23-2 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 23-3 – вторинний перетворювач із сигналом 4-20 мА і передачею на відстань; 23-4 регулятор температури МІК-51, з функцією сигналізації, реєстрації, архівації даних по rs-485, передача даних на пульт керування; 23-5 – магнітний пускач; 23-6 – виконавчий орган.

2.3. Розробка системи автоматизації пуску реактора окислення

Пуск реактора окислення відбувається в декілька етапів: прогрів реактора окислення, розгін реактора та вихід на робочий режим. Газова суміш при температурі початку реакції входить в контактний апарат, що має кілька полиць з каталізатором. На кожній полиці реакція протікає адіабатично, причому розігрів не повинен перевищувати 10° С. Між полицями додається холодна газова суміш, що має температуру 35° С. Охолоджені на 10° С реакційні гази надходять на

наступну полку. Розрахунок ведемо на число полиць кількістю 3 в двох температурних інтервалах 160-170 і 170-180° С. Процес в контактному апараті можна уявити графічно подібно аперіодичній ланці другого порядку з деяким запізнення за рахунок каскадної конструкції шарів каталізатора в циліндричній структурі реактора. У шарах каталізатора відбувається реакція і адіабатичний розігрів газу за рахунок теплоти реакції, а в перфорованих трубках — перегрітий пар, який подається з турбін.

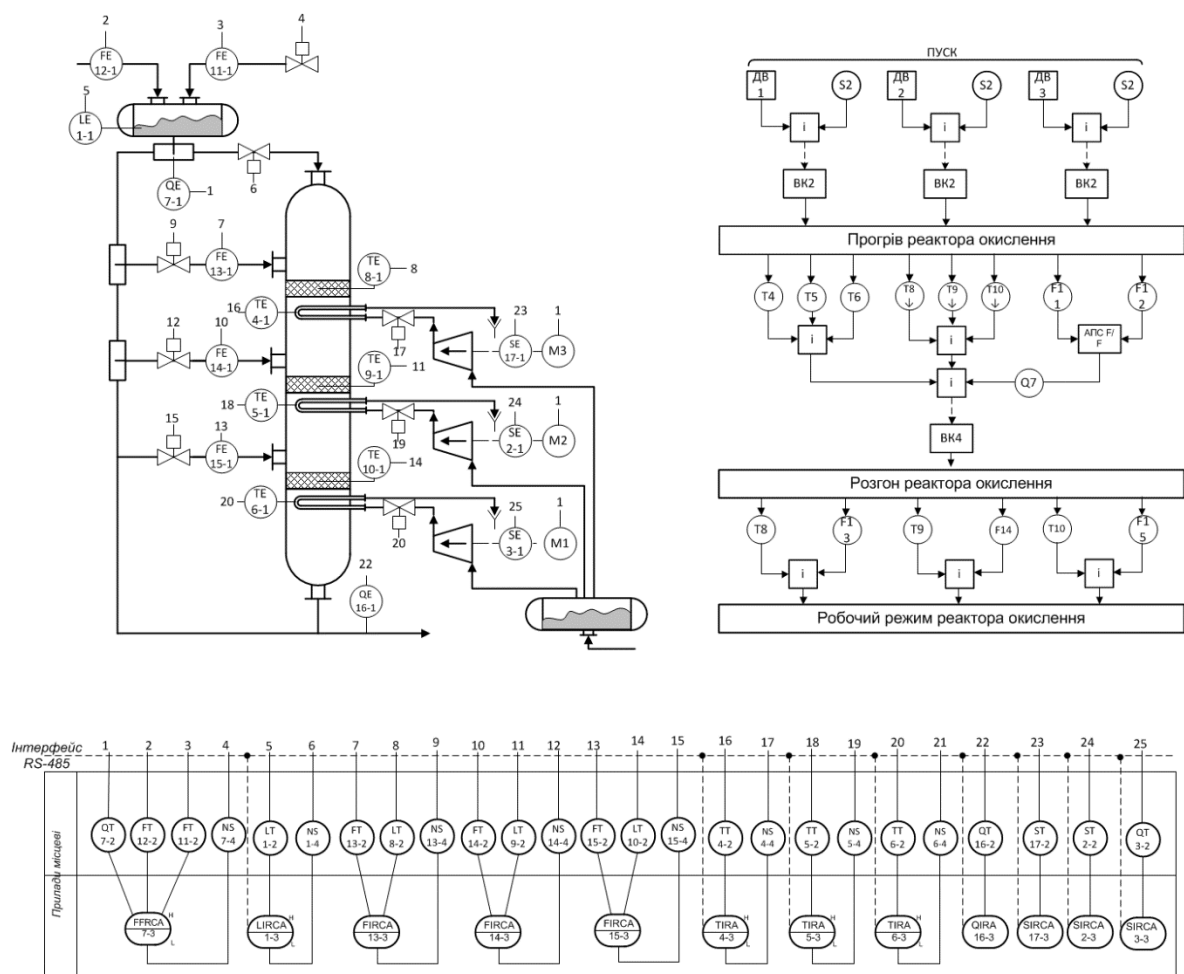


Рис.2.2. Функціональна Схема автоматизації пуску реактора окислення

Теплообмін відбувається за принципом прямотоку, тобто прогрів відбувається перед останнім ступенем контактування. Більш повне використання

теплоти реакції зі зниженням температури до кінцевої температури / (температура запалювання) проводиться в зоні першого шару. У великомасштабних виробництвах, що включають контактні апарати діаметром до 18 м, установка внутрішніх теплообмінників, що складаються з тисяч труб, значно ускладнює конструкцію і ускладнює обслуговування, зокрема зміну прогорілих труб. Тому застосовують контактні апарати, що включають 1-3 шарів каталізатора і виносні теплообмінники після кожного шару тому процес охолодження сіток каталізатору в робочому режимі не розглядаємо. Процеси, для яких значення цього параметра мало, характеризуються тим, що розігрів поверхні малий і безперервно змінюється із зміною зовнішніх умов. У разі таких процесів різницею температур між поверхнею і газом і розподілом температур по перетину контактного апарата можна знехтувати кожному перерізу контактного апарата можна приписувати одну певну температуру, як це зазвичай і робиться в технічних розрахунках.

Розглянувши і проаналізувавши у літературі питання про розігрів контактних апаратів можна знайти в роботах Дамкелера питання оптимального пуску. Цей автор не помічає, проте, навіть того фундаментального обставини, що не завжди можливий стаціонарний тепловий режим, що відповідає протіканню реакції в кінетичній області. Він обмежується тим, що приймає розподіл температур по перетину за параболічне і обчислює максимальний розігрів в центрі. Якщо задатися малим значенням цього розігріву, то вийде вимога малих розмірів апарату або високої теплопровідності контактної маси, аналогічне нашому. Але те, що при збільшенні розмірів апарата повинен відбутися зрив режиму, стрибкоподібний перехід відразу до дуже великих значень температур в дифузійної області, залишається автору зовсім невідомим хоча саме це і спостерігається на практиці.

Перед пуском необхідно заповнити систему повітрям, включити циркуляційні компресори та відпрацювати параметри циркуляції газу, охолодження сіток тому, необхідно розігріти контактний апарат, подаючи в перфоровані трубки парогазову суміш. Потім потрібно направити повітря в змішувач по основному вводу для отримання аміако повітряної суміші. При досягненні концентрації аміаку в основному потоці газової суміші 5% газовий потік повинен переводитися на циркуляцію через основний контактний апарат з включенням необхідної подачі суміші в систему при умові що температури T8, T9, T10 мають однакове значення і не відрізняються один від одного більше ніж на 10 градусів. Температура в сітках повинна бути більше 200 °C, саме при такій температурі підпалюється каталізатор.

Попередню повинні бути запущені турбіни, які вийшли на робочий режим і мають встановлені оберти 10000 обр/хв, після таких умов відкриваються клапани, які контролюють процес розігріву. Система контролю температури в шарі, аналізує значення температури в шарі, і як тільки значення перевищує 200 °C відкриває клапан подачі АПС для розгону реактора, коли температура на сітках виходить на режим 750-800 °C відкриваються байпасні потоки, які контролюють температуру в заданому робочому режимі. Встановлення в системи автоматизації контролю температури в шарах каталізатора, дозволяє пришвидшити процес пуску, за рахунок оптимального ведення процесу на етапі пуску. Це досягається плавним відкриття клапанів та врахуванням не лінійності в процесі окислення на байпасних потоках. Робочий режим спостерігається після успішного отримання значень концентрації на виході з реактора окислення.

3. РОЗРОБКА МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ОКИСЛЕННЯ В ВИРОБНИЦТВІ АЗОТНОЇ КИСЛОТИ

3.1. Математична модель статички процесу окислення

При розробці математичних моделей хіміко-технологічних процесів експериментально-аналітичним методом необхідно встановити чисельні константи, від яких залежить швидкість хімічних реакцій, і термодинамічні характеристики останніх. Оскільки для процесу окислення такі данні, що відносяться до технології виробництва азотної кислоти, відсутні в довідковій літературі, розробці математичної моделі передувало експериментальне визначення зазначених характеристик.

Об'єктом моделювання є процес безперервного окислення за технологією виробництва азотної кислоти.

Вивчення механізму хімічних взаємодій, супроводжуваних процес окиснення сировини у виробництві азотної кислоти, - важливе і складне завдання. Разом з тим, для ефективного вирішення таких технічних питань, як проектування технологічних процесів і розробка автоматичних систем управління ними, необхідно мати дані про феноменологічну спостерігаючу кінетику.

При окисленні аміаку в залежності від умов проведення процесу можуть бути отримані різні продукти - оксид азоту (II) NO, оксид азоту (I) N₂O або елементарний азот. Для отримання азотної кислоти необхідно при окислення отримати оксид азоту, для цього застосовують платиновий каталізатор.

У реактор подавали розрахункову кількість суміші аміаку (NH₃) і повітря (O₂). Після досягнення заданої температури підпалу каталізатора платинового типу подавали вхідну аміачно-повітряну суміш. З метою отримання ізотермічного режиму процесу температуру вхідної суміші підтримували на 10-

12°C нижче, ніж в реакторі, для компенсації теплового ефекту реакції нейтралізації.

В процесі моделювання визначили, що велика швидкість протікання процесу не дозволяє з допустимою похибкою оцінити зміну концентрації азоту при періодичному вимірюванні на виході. Найбільш вірогідною про хід процесу можна було судити по відносній зміні концентрації азоту в реакційній суміші. Змодельовані досліди при різних швидкостях реакції показали, що при $n = 1300-1600$ хв⁻¹ швидкість витрати каталізатора на окислення при інших рівних умовах практично не змінюється.

Перша серія з чотирьох дослідів була проведена при $T = 973$ К. Отримані експериментальні криві з погрішністю, що не перевищує 3%, апроксимуються експоненційної залежності виду

$$X(t) = \frac{C - C_0}{C - C_0} = \exp(-kt) \quad (3.1)$$

де $X(t)$ - відносний вміст NO в реакційній суміші в момент часу t ; C - концентрація NO в реакційній суміші, % (мас.); C_0 - початкова концентрація NO (відновлена по лінії зміни електропровідності в логарифмічних координатах), % (мас.); k - константа швидкості процесу, с⁻¹.

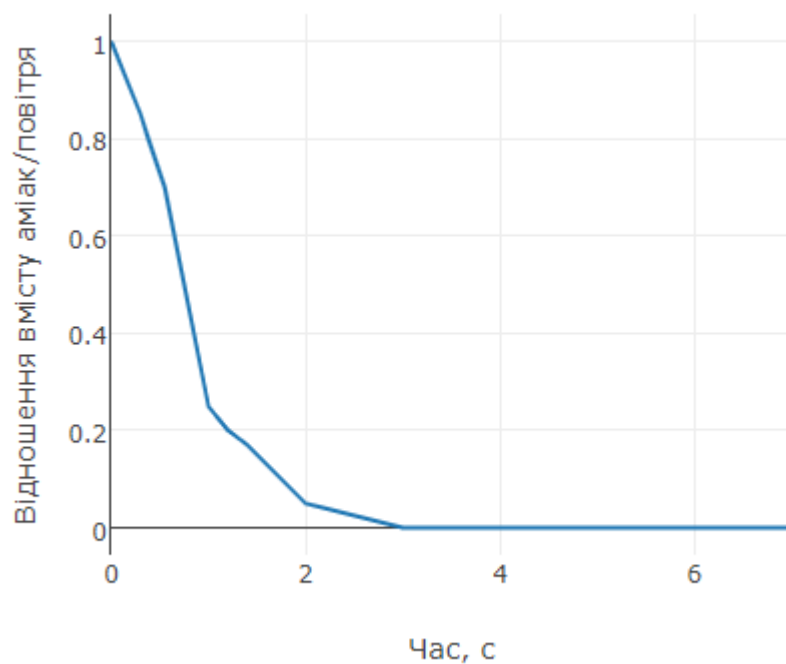


Рис.3.1 Кінетичні залежності процесу окислення за технологією виробництва азотної кислоти під атмосферним тиском

Для середнього з отриманих в чотирьох дослідів значень (0,60; 0,65; 0,62; 0,63) константи швидкості $k_{\text{ср}} = 0,62 \text{ с}^{-1}$ на рис. 3. 1 представлена кінетична крива 1. З рівняння (3. 1) очевидно, що швидкість процесу описується диференціальним рівнянням першого порядку:

$$\omega = dX/dt = -kX, X(0) = 1 \quad (3.2)$$

При визначенні температурної залежності швидкості реакції виявилось, що отримання кінетичних-кривих у всьому діапазоні робочих температур (973-1073 К) важко через сильне зростання швидкості процесу при температурах вище 993-1013 К. Тому були проведені дві серії дослідів при 993 і 1013 К. Отримані експериментальні криві з похибкою, що не перевищує 3,5%, апроксимувати залежністю виду (2.1): при 1013 К з чотирьох дослідів (1,23; 1,00; 1,13; 0,89) - $k_{\text{ср}} = 1,06 \text{ с}^{-1}$ (крива 2), а при 1033 К з п'яти дослідів (1,56; 1,56; 1,76; 1,97; 1,83) - $k_{\text{ср}} = 1,74 \text{ с}^{-1}$ (крива 3).

За середнім значенням константи швидкості при 993 і 1013 К з рівняння Арреніуса розраховані енергія активації і предекспоненціальний множник: $E = 172442$ Дж/моль, $k_0 = e^{59,30} \text{ с}^{-1}$. Для температур 993 і 1033 К величина $E = 175131,5$ Дж/моль, $k_0 = e^{60,24} \text{ с}^{-1}$.

Усереднюючи ці константи, отримаємо: $E = 173414,9$ Дж/моль, $k_0 = e^{59,65} \text{ с}^{-1}$.

Щоб визначити вплив початкової концентрації реагентів в реакційній суміші на швидкість процесу (в області реальних значень для виробництва азотної кислоти), були проведені при 973 К три досліди для $C_0 = 0,30$ і $C_0 = 0,40$ моль/л. Отримані середні значення константи швидкості (для першої початкової концентрації $k_0 = 0,60 \text{ с}^{-1}$, для другої $k_0 = 0,61 \text{ с}^{-1}$) не суттєво відрізняються від раніше наведеного для $C_0 = 0,35$ моль/л.

Додатково змодельовані експерименти для окислення аміаку з концентрацією 9 і 11% показали, що вплив цих факторів на швидкість процесу вельми несуттєвий.

Отримані результати дозволяють розглядати процес окислення як незворотній процес першого порядку і прийняти в якості формального виразу для константи швидкості процесу окислення у виробництві азотної кислоти рівняння:

$$k = \exp [59,65 - 173414,9/(RT)] \quad (3.3)$$

Окислення аміаку повітря відноситься до екзотермічного процесу.

Відомі літературні дані про тепловиділення при окисленні аміаку і їх похідних [11, 13] (54010-58615 Дж / моль) мають відносно великі розбіжності, що не дозволяє використовувати їх при складанні математичної моделі процесу, так як це може призвести до істотних погрешностей і неадекватності математичного опису об'єкту дослідження. У той же час, оскільки більшість авторів [13, 14] сходяться в тому, що теплові ефекти практично мало відрізняються для швидкості реакції, наведені вище дані можна використовувати

для оцінки достовірності розрахованих і експериментальних значень теплового ефекту.

Ряд авторів розглядають процес окислення як чисто іонний [15, 16]. При такому підході парниковий ефект, обчислений по температурам утворення складових для реакції утворення оксид азоту дорівнює:

Для визначення теплового ефекту процесу окислення, зокрема окислення аміаку, запропонований експериментальний метод. Це дозволило максимально наблизити умови отримання значень теплового ефекту до тих, які спостерігаються в технології виробництва азотної кислоти під атмосферним тиском.

Тепловий ефект визначали з використанням модернізованого універсального термометричного концентратоміра типу УТМК. У приладі реалізований метод термометричного титрування.

Основні функціональні блоки УТМК - температурний регулятор співвідношення потоків ТРС і вимірювач перетворювача приросту температури ППТ. Блок первинного перетворення ТРС являє собою реактор двох потоків, причому між входом і виходом кожного потоку розміщені диференціальні шари каталізатора. Якщо один з потоків характеризується витратою G_1 і теплоємністю c_1 , а другий - витратою G_2 і теплоємністю c_2 , то виконується наступна умова:

$$c_1 G_1 \Delta T_1 = c_2 G_2 \Delta T_2 \quad (3.4)$$

де ΔT_1 і ΔT_2 - перепади температур між входом і виходом першого і другого потоків відповідно, К.

Блок ТРС використаний для визначення теплоємності реакційної суміші окислення. Для цього в якості одного з потоків використовували рідину з відомою теплоємністю (вода дистильована). Причому, для підвищення чутливості методу початкову температуру порівняльного потоку підтримували на 463-473 К нижче, ніж початкову температуру вимірюваного потоку.

Розрахункове співвідношення для обчислення теплоємності вимірюваного потоку має вигляд:

$$c_{\text{и}} = c_{\text{с}} G_{\text{с}} E_{\text{хс}} n_{\text{и}} e_{\text{и}} / (G_{\text{и}} E_{\text{хи}} n_{\text{с}} e_{\text{с}}), \quad (3.5)$$

де $c_{\text{и}}$ - шукана теплоємність, кДж / (кг·К); $c_{\text{с}}$ - теплоємність порівняльного потоку, кДж / (кг·К); $G_{\text{и}}$, $G_{\text{с}}$ -витрата вимірюваного і порівняльного потоків відповідно, кг / с; $E_{\text{хс}}$, $E_{\text{хи}}$ – вільна енергія на кожному із шарів каталізатора, мВ; $n_{\text{и}}$, $n_{\text{с}}$ - число диференціальних термопар в кожному із шарів каталізатора; $e_{\text{и}}$, $e_{\text{с}}$ - температурний коефіцієнт платино-родієво-паладієвого сплаву в розглянутому інтервалі температур для кожного потоку, мВ/К.

Блок ІПТ використаний для розв'язання оберненої задачі - знаходження теплового ефекту реакції за приростом температури в шарі каталізатора; блок являє собою термодинамічний вимірювач. Між зовнішньою циліндричною поверхнею реакційної комірки і входами потоків реагентів розміщені шари каталізатора. Розрахункове рівняння для обчислення теплового ефекту, отримане з рівняння теплового балансу, має вигляд:

$$\Delta h = M_2 G (c E_{\text{х}} (n e)^{-1} + \Delta c T_0) / (10 G_2 C_2) \quad (3.6)$$

де $\Delta c = c - \sum_1^i \frac{G_i c_i}{G}$; T_0 - початкова температура реагентів, К; e - температурний коефіцієнт для згорання платино-родієво-паладієвого каталізатора в досліджуваному діапазоні температур, мВ/К, n -загальне число диференціальних термопар в шарах каталізатора; $E_{\text{х}}$ -е.р.с. диференціальних шарів каталізатора, мВ.

Дозування реагентів і допоміжного потоку проводили з використанням шестеренних насосів типу НШ-1.2КЗ від розділених приводів з регульованими швидкостями обертання валу. Витрата аміачно-повітряної суміші на окислення розраховували з надлишком 0,03%. Витрати реагентів розраховані таким чином, щоб забезпечити повну нейтралізацію аміаку в реакційній камері, використовуючи раніше отримані кількісні залежності по швидкості протікання реакції, при малому середньому часу перебування реагентів в зоні інтенсивного

змішування в прийнятому інтервалі температур досліду. Умови проведення моделювання наступні: $G = G_n = G_c = 2,108 \cdot 10^{-3} \text{ кг / с}$; $n_n = n_c = 40$; $n = 80$; $e_n = e_c = e = 0,07 \text{ мВ / К}$; $T_0 = 1053 \text{ К}$; $\sum_1^3 G_i c_i / G = 2,257 \text{ кДж / (кг·К)}$; $G_2 = 0,15682 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}$; $C_c = 4,2065 \text{ кДж/(кг·К)}$; $C_2 = 10\%$. Середнє значення з трьох дослідів виміряних напруг рівні: $E_{xc} = 8,9636 \text{ мВ}$; $E_{xn} = 16,494 \text{ мВ}$, $E_x = 19,1884 \text{ мВ}$. Розрахована за формулі (3.5) теплоємність вимірюваного середовища $c = 2,286 \text{ кДж/(кг·К)}$. Після підстановки вихідних даних в рівняння (3.6) знайдено значення теплового ефекту $\Delta h = 58,765 \text{ кДж / моль}$.

Істотний інтерес представляє оцінка погрішності отриманого методом термометричного титрування теплового ефекту процесу окислення, що дозволяє скорегувати експериментальні дані і значно наблизити їх до істинного значення цього параметра.

Основними джерелами похибок є: а) температурні зміни теплоємності середовища; б) похибки у визначенні теплоємності реакційної суміші; в) однорідності термоелектричних проводів; г) теплові втрати в навколишній простір; д) ефект перемішування реакційною суміші (дисипація енергії); е) похибки вимірювальних пристроїв; ж) похибки дозування реагентів.

У певному локальному діапазоні температур зміна теплоємності задовільно описується лінійною залежністю виду:

$$c = b + aT \quad (3.7)$$

Оцінка похибки від температурної зміни теплоємності в досліджуваному вузькому діапазоні температур по формулі (3.5), для цього були виміряні теплоємності при крайніх температурах інтервалу 973-1073 К, показала, що в розрахунку на парниковий ефект вона не перевищує 0,5%. Вплив цієї складової внаслідок її малості не враховувався.

Розробник приладу УТМК Я. І. Чепчуров на основі всебічного аналізу похибок вимірювання, пов'язаних з неоднорідністю термоелектричних проводів,

прийшов до висновку, що в діапазоні температур 0-723 К ці похибки можна не враховувати, так як вони зведені до надзвичайно малим значенням, це досягається спеціальною термічною обробкою чутливих елементів перетворювача приладу.

Оцінка теплових втрат через стінку реакційної комірки проведена на основі рівняння передачі тепла через циліндричну стінку:

$$Q_{n0T} = 2n / (T_p - T_0) / [\lambda^{-1} \ln(r_2/r_1) + (\alpha_2 r_1) + (\alpha_2 r_2)^{-1}] \quad (3.8)$$

де Q_{n0T} - теплові втрати, Дж; l , r_1 , r_2 - геометричні розміри вимірювальної комірки, м; λ - коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки комірки, Дж / (м·К); α_1 , α_2 - коефіцієнти теплопередачі: реакційна суміш – стінка і стінка-навколишнє середовище, Дж / (м²·К); T_p , T_0 температура реакційної суміші і навколишнього простору, К.

Розрахункова залежність для зниження температури, викликаного тепловими втратами $\Delta T_{\text{пот}}$, з урахуванням рівняння теплового балансу має вигляд:

$$\Delta T_{\text{пот}} = k_{\text{пот}}(T_p - T_0)/(cG); \quad (3.9)$$

коефіцієнт теплових втрат дорівнює:

$$k_{\text{пот}} = 2nl / [\lambda^{-1} \ln(r_1/r_2) + (\alpha_1 r_1)^{-1} + (\alpha_2 r_2)^{-1}]. \quad (3.10)$$

Таким чином, відносна похибка вимірювання приросту температури за рахунок теплових втрат становить,%:

$$\delta_{\text{пот}} = 100 \Delta T_{\text{пот}} / \Delta T_p. \quad (3.11)$$

Згідно [22], коефіцієнт теплових втрат для вимірювальної комірки приладу УТМК становить $k_{\text{пот}} = 1,52$. Після підстановки в формулу (3.9) відповідних чисельних значень змінних отримаємо величину зниження температури процесу в вимірювальній комірці за рахунок теплових втрат $\Delta T_{\text{пот}} = 0,047$ К. З урахуванням рівняння (3.8) тепловий ефект процесу омилення

з поправкою на теплові втрати дорівнює $\Delta h = 59,470$ кДж / моль.

При механічному перемішуванні додаткову похибку вносить теплове виділення енергії, пов'язане з її дисипацією, тобто перетворенням механічної енергії системи в теплову.

Величину теплового ефекту перемішування можна визначити розрахунком [22]. Однак такий підхід сам по собі є джерелом додаткових похибок, що обумовлено специфікою конструкції реакційної камери, а також значними за труднощами, пов'язаними з визначенням чисельних значень констант, що характеризують фізичні параметри реакційного середовища. Виходячи з цього був застосований експериментальний метод оцінки впливу дисипації енергії від окислення на величину приросту температури в вимірювальній камері. Для цього окислену реакційну суміш прокачували через відпрацьований та новий шар каталізатора, а по різниці температур в камері, рівній $\Delta T = 0,4 \text{ K}$, за рівнянням (3.6) перераховували приріст теплового ефекту за рахунок дисипації - $2,948 \text{ кДж / моль}$. Отже, уточнений за цим фактором тепловий ефект дорівнює $\Delta h = 56,522 \text{ кДж / моль}$.

Для вимірювання температури в каталізаторі використовували дистанційний вимірювач температури типу ITM-11, клас точності 0,05. Похибки вимірювального пристрою досить малі і не враховувалися при визначенні теплового ефекту.

Окрему групу похибок становлять помилки у визначенні розподілу теплоємності реакційної суміші, обумовлені: а) тепловими втратами в навколишнє середовище; б) погрішності вимірювальних пристроїв; в) похибками співвідношенням аміак - повітря; г) температурними змінами теплоємності порівняльної рідини; д) неоднорідністю термоелектричних проводів.

З перерахованих джерел похибок помітний вплив вносять лише втрати в навколишнє середовище, які становлять 1% , або в перерахунку на теплоємність

(3.7) 23 Дж / (кг·К). З урахуванням цього показника скориговано значення теплового ефекту.

Таким чином, уточнене значення теплового ефекту процесу окислення аміаку, прийняте для подальших розрахунків, становить $\Delta h = 56,552$ кДж / моль.

При складанні математичного опису статистики процесу представляється доцільним і виправданим піти на незначне спрощення і обмеження, які несуттєво спотворюють якісні закономірності реального процесу, але дозволяють на основі наявних даних отримати математичні залежності, які адекватно описують об'єкт дослідження. Дана модель статистики базується на наступних припущеннях;

- 1) концентрації реагуючих речовин однакові у всьому обсязі реакційної зони;
- 2) температура реакційної суміші однакова у всьому об'ємі реактора;
- 3) фізичні константи реагентів і реакційної суміші постійні в усіх точках реакційної зони;

4) теплові втрати в навколишнє середовище і дисипація енергії від контакту реагуючої суміші з каталізатором не залежать від продуктивності апарату в діапазоні реальних значень останньої. Сумарні втрати теплової енергії складають 0,8-1% від вхідного теплового потоку в номінальному режимі роботи установки, що визначене в такий спосіб. Спочатку була складена математична модель статистики об'єкта дослідження без урахування цього чинника. При перевірці моделі на адекватність реальному промисловому процесу (методика описана нижче) виявилось, що в рівнянні теплового балансу при різних значеннях продуктивності установки постійно має бути присутнім доданок, що залежить тільки від різниці температур в реакторі і навколишнього середовища. Оцінка чисельного значення цього доданка показала, що з допустимою похибкою можна прийняти його рівним 0,008-0,01 від вхідного теплового потоку в номінальному режимі роботи установки, а з урахуванням температурної залежності $0,0146 \frac{Q_{\text{вк}}}{(T - T_{\text{в}})/100}$;

Математична модель реакційного процесу включає, як, правило, рівняння матеріального і енергетичного балансів. Рівняння матеріального балансу для реактора окислення має вигляд: вхід – значення суміші аміаку в результаті реакції - вихід = 0.

При складанні рівняння матеріального балансу по умовно припускали, що в певний момент часу t концентрація аміаку в реакційній суміші складається з еквівалентної кількості окиснюючої сировини C і надлишкової частини ψ , а кількість повітря, що надходить в реакторі в одиницю часу для окислення аміаку

$$G_{\text{ВХ}} = 42,68 \cdot 10^{-3} K G_1 / 100. \quad (3.12)$$

Кількість аміаку, що виходить з реактора окислення в одиницю часу (без урахування надлишку повітря):

$$G_{\text{ВХ}} = G C / 100. \quad (3.13)$$

Кількість повітря, що витрачається в одиницю часу окислення кислоти в обсязі реактора з урахуванням рівняння (3.12):

$$G_{\text{расх}} = V p k C / 100. \quad (3.14)$$

Якщо виразити витрати матеріальних потоків через витрати їх в номінальному режимі роботи установки з коефіцієнтом продуктивності n_G , то рівняння (3.12), (3.13) перетворюються до виду:

$$G_{\text{ВХ}} = 42,680 \cdot 10^{-3} K n_G G_{\text{Is}}; \quad (3.15)$$

$$O_{\text{ВХ}} = n_G G_c C / 100. \quad (3.16)$$

Після підстановки рівнянь (3. 14) - (3. 16) в співвідношення матеріального балансу отримаємо:

$$42,680 \cdot 10^{-3} K n_G G_{\text{Is}} - V p k C - n_G G_s C = 0. \quad (3.17)$$

З огляду на кінетичне співвідношення і виділяючи залежність для концентрації C , рівняння матеріального балансу можна представити у вигляді:

$$C = 42,680 \cdot 10^{-3} K n_G G_{\text{Is}} / (V p k + n_G G_s). \quad (3.18)$$

Для реактора об'ємом $1,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ (розраховано для ап

парата [8] при середній щільності реакційної суміші в реакційній зоні $\rho = 854$ кг/м³ рівняння матеріального балансу має вигляд:

$$C = 42,680 \cdot 10^{-3} K n_G G_{ls} / (1, 5372k + n_G G_s). \quad (3.19)$$

Тепловий баланс реакційної суміші виразимо співвідношенням:

$$Q_{вх} - Q_{вих} + Q_p - Q_{пот} = 0. \quad (3.20)$$

Тепловий потік на вході в реактор в одиницю часу дорівнює

$$Q_{вх} = nG \sum_{i=1}^3 c_i G_{is} T_i \quad (3.21)$$

Кількість тепла, що буває в одиницю часу реакційної сумішшю з апарату:

$$Q_{вих} = cn_G G_s T. \quad (3.22)$$

Кількість тепла, що виділяється в одиницю часу в результаті хімічної взаємодії аміаку з каталізатором:

$$Q_p = 10 M_2^{-1} V_p \Delta h k C. \quad (3.23)$$

Теплові втрати в одиницю часу (з урахуванням дисипативної складової) рівні:

$$Q_{пот} = 146 \cdot 10^{-6} \sum_{i=1}^l (c_i G_{is} T_{is}) (T - T_{\text{в}}) = k_{TF} (T - T_{\text{в}}) \quad (3.24)$$

Підставляючи співвідношення (2.21) - (1.24) в вираз для теплового балансу (3.20) і розділивши змінні, отримаємо:

$$T = (nG \sum_{i=1}^l c_i G_{is} T_{is} + 10 M_2^{-1} V_p \Delta h k C + k_{TF} T_{\text{в}}) / (cn_G G_s + k_{TF}) \quad (3.25)$$

Підставляючи в рівняння (3.25) відповідні чисельні значення констант, отримаємо:

$$T = (nG \sum_{i=1}^l c_i G_{is} T_{is} + 36,17kC + 0,04T_{\text{в}}) / (cn_G G_s + 0,04) \quad (3.26)$$

Рівняння матеріального балансу по надлишку каталізатора має вигляд:

$$\psi G = C_1 C_2 - 42,680 \cdot 10^{-3} k C_1, \quad (3.27)$$

або в одиницях перерахунку

$$0,6\psi_N G = C_2 G_2 - 42,68 \cdot 10^{-3}. \quad (3.28)$$

Таким чином, математична модель статичного процесу окислення має вигляд:

$$C = (42,68 \cdot 10^{-3} K n_G G_{1s}) / (V p k_0 \exp[-E/RT] + n_G G_s) \quad (3.29)$$

$$T = (n_G \sum_{i=1}^3 c_i G_{is} T_i + 10 M_2^{-1} V \rho \Delta h k_0 \exp[-E/(RT)] C + k_{TF} T_B) / (c n_G G_s + K_{TF}); \quad (3.30)$$

$$\Psi = (C_2 G_2 - 42,68 \cdot 10^{-3} K G_1) / G; \quad (3.31)$$

початкові умови при $n_G = \infty$ величина $C = C_0$, $T = T_0$.

Для подальшого використання отриманої експериментально-аналітично математичної моделі статистики необхідно, щоб математичні залежності в достатній мірі вірно описували стан об'єкта моделювання. Іншими словами, модель повинна бути адекватною модельованого об'єкту. Останнє особливо важливо, тому що при дослідженні кінетичних закономірностей процесу не вдалося отримати залежність у всьому робочому діапазоні температур процесу.

Перевірку моделі на адекватність перевіряли наступним чином. На промисловому об'єкті [8], змінюючи потужність дозуючого агрегату, тобто змінюючи середній час перебування реагентів в реакторі, отримали статичні характеристики процесу окислення у виробництві азотної кислоти. Статичні характеристики зняті в двох температурних областях процесу.

Далі шляхом підстановки в рівняння (3.29) і (3.30) відповідних значень констант, і змінних, і рішення їх на ЕЦОМ щодо C і T отримані розрахункові залежності $C = f_{1p}'(n_G)$ і $T = f_{1p}''(n_G)$, $C = f_{2p}'(n_G)$ і $T = f_{2p}''(n_G)$. Відповідні криві представлені на рис. 3.4.

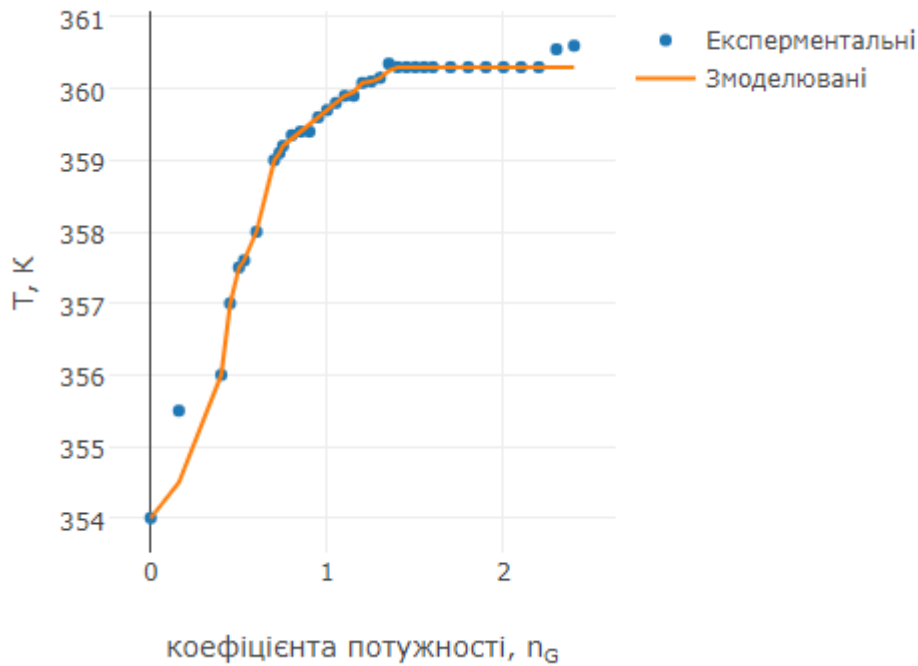


Рис. 3.4. Експериментальні та розраховані залежності змінних стану від коефіцієнта потужності для перевірки адекватності математичного опису статистики процесу

При отриманні експериментальних і розрахункових кривих були прийняті наступні значення величин, що входять в рівняння (3.29) і (3.32): $K = 170,1$ мг КОН/г прод. ; $k_0 = e^{59,65} \text{ c}^{-1}$; $E = 173414,9$ Дж/(моль·К); $k_0 = 0,04$ кВт/К; $c_1 = 1,866$ кДж/(кг·К); $c_2 = 3,970$ кДж/(кг·К); $c_3 = 2,143$ кДж/(кг·К); $c = 2,346$ кДж/(кг·К); $V = 1,8 \cdot 10^{-3}$ м³; $\rho = 854$ кг/м³; $T_v = 298$ К; $\Delta h = 56,522$ кДж/моль; $M_2 = 23,95$; $G_{1s} = 48,81 \cdot 10^{-3}$ кг/с; $G_{2s} = 36,60 \cdot 10^{-3}$ кг/с; $G_{3s} = 244,94 \cdot 10^{-3}$ кг/с; $G_s = 330,35 \cdot 10^{-3}$ кг/с; $T = 353$ К; $T_2 = 363$ К; $T_3 = 373$ К; $C_2 = 10,05\%$.

З рис. 3.4 видно, що отримані експериментально і розрахункові результати задовільно збіжні (різниця не перевищує 10%), причому збіжність ця спостерігається при різних температурних режимах процесу. Отже, розроблену математичну модель можна прийняти в якості адекватного математичного опису об'єкта, що моделюється, а подальші дослідження можна проводити як на реальному процесі, так і на його формальному аналізі. Адекватність моделі

підтверджує правильність і коректність прийнятих при її складанні спрощень і припущень.

3.2 Дослідження математичної моделі статички процесу окислення

Статичні характеристики будь-якого хіміко-технологічного процесу необхідні при виборі раціональних умов реалізації процесу, оптимізації його режимних параметрів, а також для побудови ефективної системи автоматичного управління, що підтримує об'єкт управління в оптимальних станах. Визначення статичних характеристик промислових об'єктів нафтохімічної технології дослідним шляхом вельми важко, так як часто неможливо забезпечити чистоту експерименту внаслідок постійно діючих збурень на об'єкт дослідження і відсутності необхідних засобів контролю процесу. Крім того, для всебічного аналізу процесу необхідно виводити режимні параметри на екстремальні значення, що є небажаним і може привести

до аварійної ситуації. Все сказане відноситься і до процесу окислення аміаку у виробництві азотної кислоти.

У параграфі 3.1.1. встановлена адекватність розробленої математичної моделі статички промислового об'єкту. Виходячи з цього, основні статичні характеристики процесу окислення були досліджені на математичній моделі з використанням мови програмування C++.

Витрати матеріальних потоків в безперервному процесі окислення задаються загальною продуктивністю реактора для виробництва азотної кислоти. Тому для зручності подання статичних характеристик об'єкта дослідження введена відносна змінна продуктивності $n_G = G/G_s$. З урахуванням цієї змінної математична модель статички процесу окислення (без рівняння балансу надлишку азоту) має вигляд :

$$C = (42,68 \cdot 10^{-3} K n_G G_{Ts}) / (V \rho k_0 \exp[-E/(RT)] + n_G G_s); \quad (3.32)$$

$$T = \frac{n_G \sum_{i=1}^3 c_i G_{is} T_i + 10 M_2^{-1} V \rho \Delta h \exp\left[-\frac{E}{RT}\right] C + k_{TF} T_E}{c n_G G_s + k_{TF}}; \quad (3.33)$$

початкові умови при $n_G = \infty$: $C = C_0$, $T = T_0$.

Систему рівнянь (3.32) - (3.33) вирішували при наступних чисельних значеннях вхідних в неї параметрів: $k_0 = e^{59,65} \text{ c}^{-1}$; $E = 173414,9 \text{ Дж/моль}$; $\Delta h = 56,522 \text{ кДж/моль}$; $c_1 = 1,866 \text{ кДж/(кг·К)}$; $c_2 = 3,970 \text{ кДж/(кг·К)}$; $c_3 = 2,143 \text{ кДж/(кг·К)}$; $c = 2,346 \text{ кДж/(кг·К)}$; $k_F = 0,04 \text{ кВт/К}$; $M_2 = 23.9483$; $V = 1,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$; $\rho = 854 \text{ кг/м}^3$; $R = 8,3144 \text{ Дж/(моль·К)}$; $G_{1s} = 0,04881 \text{ кг/с}$; $G_{2s} = 0,0366 \text{ кг/с}$; $G_{3s} = 0,24494 \text{ кг/с}$; $G_s = \sum_{i=1}^3 G_{1s} = 0,33035 \text{ кг/с}$.

При вирішенні системи (3.32) - (3.33) був застосований алгоритм зворотнього визначення умовної змінної n_G і змінною стану C при заданій змінній стану T . Для цього здійснена підстановка виразу (3.32) в рівняння теплового балансу (3.33):

$$(n_G \sum_{i=1}^3 c_i G_{is} T_i + (42,68 \cdot 10^{-2} M_2^{-1} V \rho \Delta h k_0 \exp[E/(RT)] K n_G G_{1s}) / (V \rho k_0 \exp[E/(RT)] + n_G G_s)) - k_{TF}(T - T_B) - c n_G G_s T = 0. \quad (3.34)$$

Після перетворення співвідношення (3.34) отримаємо рівняння другого ступеня відносно n_G :

$$[G_s (\sum_{i=1}^3 c_i G_{is} T_i - c G_s T)] n_G^2 + [(\sum_{i=1}^3 c_i G_{is} T_i - c G_s T + 42,68 \cdot 10^{-2} M_2^{-1} \Delta h K G_{1s}) V \rho k_0 \exp(-E/RT) - k_{TF}(T - T_B) G_s] n_G - k_{TF}(T - T_B) V \rho k = 0. \quad (3.35)$$

Послідовно підставляючи в рівняння (3.35) різні значення T при заданих вхідних змінних T_1 , T_2 , T_3 , G_{is}/G_{iso} , K , C_2 , отримуємо рівняння другого ступеня відносно n_G . Обчислення значення n_G підставляємо в (3.32) і визначаємо відповідне значення C . Таким чином, отримані значення

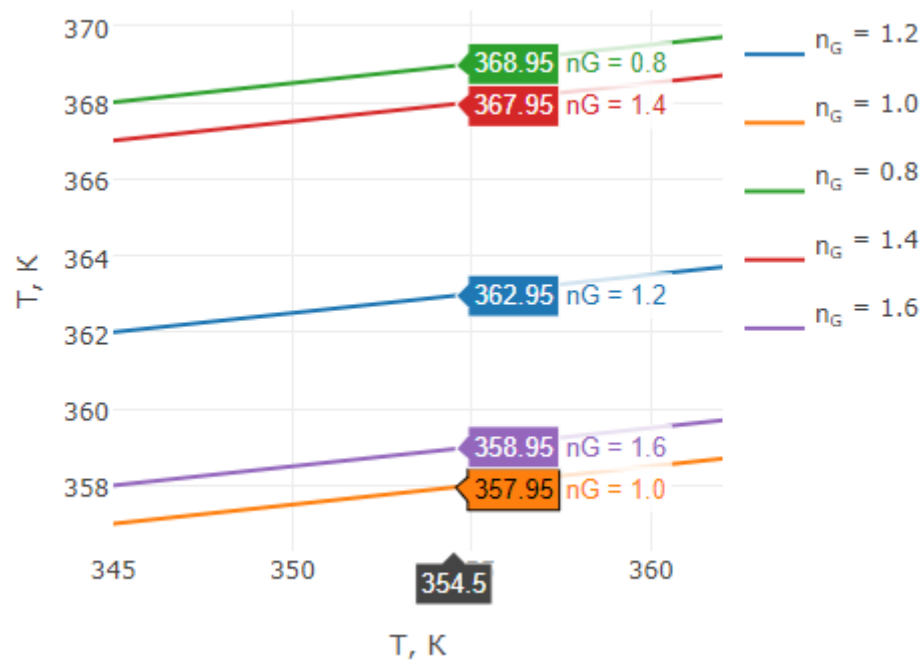


Рис.3.5. Статичні характеристики процесу окислення по каналу температура окислюючої сировини - вихідні параметри системи при $n_G = [0,4 (7); 0,6 (2); 0,8 (3); \backslash, 0 (4); 1,2 (5); 1,4 (6); 1,6 (7); 1,8 (S)]$

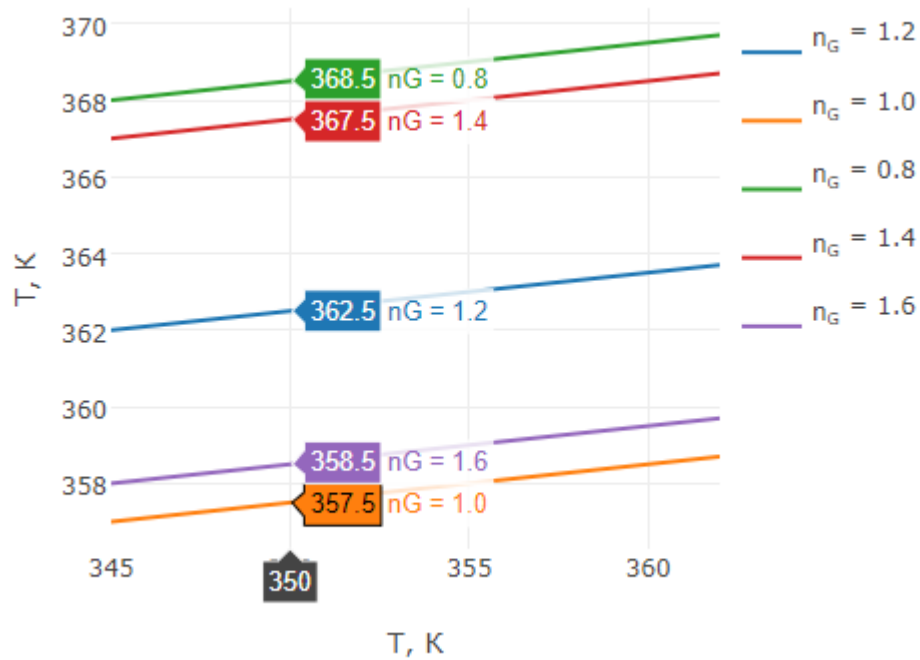


Рис. 3.6. Статичні характеристики процесу окислення по каналу температура аміачно-повітряної суміші - вихідні параметри системи при $n_G = [0,4 (1); 0,6 (2); 0,8 (3); 1,0 (4); 1,2 (5); 1,4 (6); 1,6 (7); 1,8 (8)]$

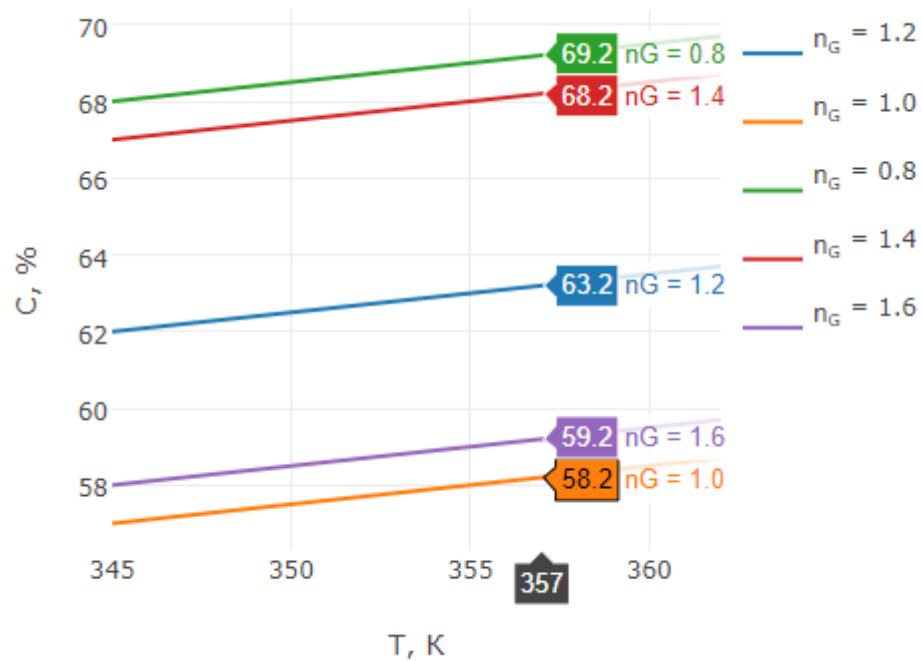


Рис. 3.8. Статичні характеристики процесу окислення по каналу ступінь перетворення - вихідні параметри системи при $n_G = [0,4 (1) , 0,6 (2); 0,8 (3); 1,0 (4); 1,2 (5); 1,4 (6); 1,6 (7); 1,8 (8)]$

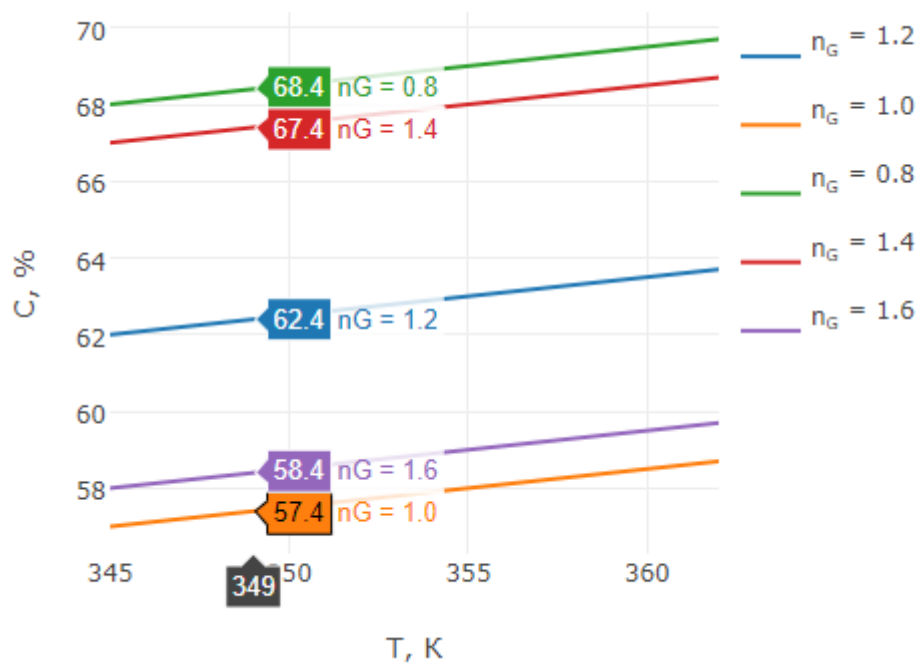


Рис.3.9. Статичні характеристики процесу окислення по каналу кислотне число окислення суміші - вихідні параметри системи при $n_G = [0,4 (1); 0,6 (2); 0,8 (3); 1,0 (4); 1,2 (5); 1,4 (6); 1,6 (7); 1,8 (8)]$

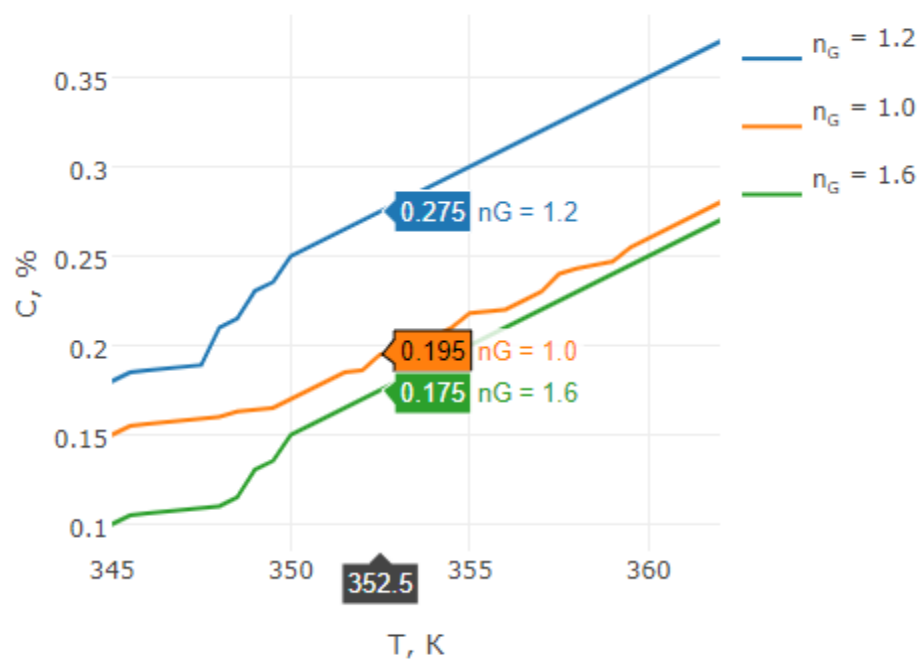


Рис. 3. 10. Статичні характеристики процесу окислення по каналу концентрація азоту в аміачно-повітряній суміші - вихідні параметри системи при $n_G = [0,4 (1); 0,6 (2) \setminus 0,8 (3), 1,0 (4); 1,2 (5), 1,4 (6); 1,6 (7); 1,8 (8)]$

C і T при певному значенні n_G або безлічі кривих виду $C = C(n_G)$ і $T = T(n_G)$ для різних значень $T_1, T_2, T_3, G_{is} / G_{iso}, K, C_2$. По перетинах цих кривих для різних n_G побудовані статичні характеристики процесу: $C = f_{11}(T_1)$ і $T = f_{21}(T_1)$ на рис. 3.5, $C = f_{12}(T_2)$ і $T = f_{22}(T_2)$ на рис. 3.6, $C = f_{13}(T_3)$ і $T = f_{23}(T_3)$ на рис. 3.7, $C = f_{14}(G_{is} / G_{iso})$ і $T = f_{24}(G_{is} / G_{iso})$ на рис. 3.8, $C = f_{15}(K)$ і $T = f_{25}(K)$ на рис. 3.9, $C = f_{16}(C_2)$ і $T = f_{26}(C_2)$ на рис. 3. 10.

Залежно типу $T = f_{21}(X)$ досить в широкому діапазоні зміни аргументу X є лінійними, а залежно виду $C = f_{11}(X)$ можуть розглядатися як кусково-лінійні на окремих відрізках діапазону варіювання X .

Істотний інтерес представляє вивчення властивостей параметричної чутливості процесу окислення, необхідне для вибору раціональної структури системи автоматичного управління.

Параметрична чутливість процесу або змінних стану по деякому параметру Π представляє собою множину похідних змінних стану за цим параметром, тобто $\partial X(1/n_G) / \partial \Pi$, іншими словами, характеризує ступінь впливу цього параметра на стан системи. Для нашого випадку це $\chi_1 = \partial C(1/n_G) / \partial \Pi$ і $\chi_2 = \partial T(1/n_G) / \partial \Pi$.

Для визначення параметричної чутливості аналітичним шляхом диференціюють рівняння математичної моделі процесу (3.32) і (3.33) по кожному з параметрів Π , а далі вирішують отриману систему диференціальних рівняння. Однак аналітичне рішення таких систем досить важко, так як наявність в рівняннях нелінійностей, трансцендентних виразів і залежність коефіцієнтів при шуканих функціях χ_1 від змінної $1/n_G$ дозволяє знаходити рішення лише чисельними методами. У той же час щодо необхідності точності рішення такий

шлях є досить важким і недоцільним. Простіший і в достатній мірі забезпечує необхідну точність рішення - графоаналітичний метод.

Такий спосіб побудови кривих параметричної чутливості є коректним для лінійних залежностей змінних C і T від параметрів Π у всьому діапазоні їх варіювання. Тому чутливість процесу по змінній $1/n_G$ до зміни всіх параметрів була визначена в лінійній околиці деяких значень Π , а не у всьому діапазоні їх зміни.

За статичними характеристиками (див. Рис. 3.5-3. 10) визначено чисельні значення χ_1 і χ_2 для різних значень змінної $1/n_G$. На рис. 3.11 представлені криві параметричної чутливості процесу окислення до зміни параметрів $T_1, T_2, T_3, G_{is} / G_{iso}, K, C_2$ у вигляді функцій аргумента $1/n_G$.

Очевидно, що зі зменшенням часу перебування реакційної суміші в робочій зоні реактора чутливість дещо зростає по всіх вхідних змінних. Чутливість процесу зростає в наступному ряду параметрів: $T_1 - K - T_2 - G_{is}/G_{iso} - IC_2I - T_3$, а по T_3 вона значно вище, ніж по інших параметрах. При зменшенні середнього часу перебування (збільшенні продуктивності установки) чутливість концентрації реагентів C збільшується суттєво, ніж температура; що пов'язано з великою чутливістю швидкості процесу до зміни температури в реакційній зоні.

Чутливість змінних стану C і T по всьому розглядаються параметрами в області зміни аргументу $1/n_G$ має тенденцію до деякого збільшення і досягає максимуму в околиці точки $1/n_G = 0,5$. При $1/n_G > 1,2$ чутливість по всім вхідним змінним зменшується дуже несуттєво.

При виборі структури системи автоматичного управління значне місце займає питання про керуючих впливу на керований процес. Поряд з низкою технічних вимог параметричну чутливість процесу до таких параметрів повинна бути досить високою. З розглянутих вхідних змінних таким вимогам найбільше відповідає температура T . З урахуванням наявних даних по технічній реалізації

процесів окислення можна зробити висновок про те, що температура вхідної суміші є найбільш підходящим керуючим впливом для окислення ж варіювання цього параметра не представляє труднощів і може бути здійснено зміною співвідношення витрат двох попередньо змішаних потоків, що мають різну температуру.

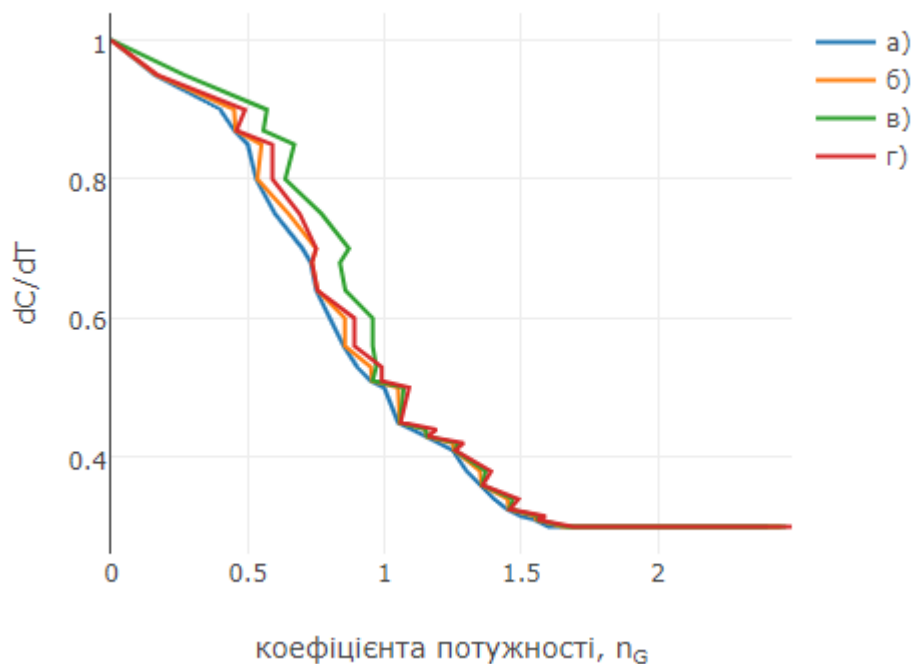


Рис. 3.11. Чутливість процесу до зміни:

а - температура окислюючої сировини; б - температури аміачно-повітряної суміші; в - температури каталізатора; г- ступінь перетворення;

Вже згадана система характеризується, крім процесу окислення, також і змістом в повністю окисленої реакційною суміші надлишку азоту або аміаку. Причому концентрація азоту як в продукті окислення, так і в готовій вихідній суміші строго регламентована [29].

Надлишок азоту формується вже на стадії окислення аміаку повітрям під дією каталізатора - при дозуванні сировинних компонентів. Основними факторами, визначаючим контакт сировини з каталізатором окислення, є:

відношення витрат окислюючої сировини і концентрація продукту, час контакту з каталізатором (окислюючої сировини), кислотне число окислюючої сировини і концентрація азоту в аміачно-повітряній суміші.

Таким чином, представляється виправданим кількісно оцінити ступінь впливу перерахованих вище факторів . Для цього використовуємо рівняння матеріального балансу по надлишку повітря (3.28), попередньо

зробивши підстановки $\bar{g}_1 = G_1/G$, $\bar{g}_2 = G_2/G$:

$$\psi_N = 1,667 (\bar{g}_2 C_2 - 42,68 \cdot 10^{-3} \bar{g}_1 K). \quad (3.36)$$

При деяких середніх фіксованих значеннях: $G_{1s} = 0,04881$ кг/с і $G_{2s} = 0,0366$ кг/с, отриманих для середніх значень концентрації аміаку в аміачно-повітряній $C_2 = 10\%$ отримана геометрична інтерпретація рівняння (3.36) в координатах $\psi_N - C_2 - K$, яка представляє собою площину. Лінія перетину цієї площини з площиною $\psi_N = 0$ описується рівнянням

$$\bar{g}_{2s} C_2 - 42,68 \cdot 10^{-3} g_{1s} K = 0. \quad (3.37)$$

Якщо на отриманій площині провести пряму:

$$\psi_{Nmax} = 1,667 (g_{2s} C_2 - 42,68 \cdot 10^{-3} g_{1s} K), \quad (3.38)$$

де ψ_{Nmax} - максимально допустима концентрація продукту окислення,

то смуга між цією прямою і лінією $\psi_N = 0$ є геометричних місцем точок допустимих співвідношень між кислотним числом K і концентрацією аміаку C_2 . Для продукту окислення у виробництві азотної кислоти $\psi_{Nmax} = 0,1\%$. З рис.3.12 видно, що при фіксованих витратах сировинних компонентів зміни їх якісних характеристик можуть істотно змінювати концентрація продукту окислення, виводячи її за межі допустимої зони.

В якості керуючого впливу при регулюванні концентрації продукту окислення використовують, як правило, зміну витрати вхідної суміші . Це пояснюється рядом причин. По-перше, часта зміна витрати азоту використовують в якості керуючого впливу в системах регулювання концентрації азотної кислоти,

по-друге, в ряді випадків витрата окислюючої сировини фіксована і не підлягає варіюванню.

Для визначення ступеня впливу зміни витрат сировинних компонентів на концентрацію окислення знаходимо її параметричну чутливість до зміни витрат:

$$\partial\psi_N/\partial g_1 = -71,133 \cdot 10^{-3} K; \quad (3.39)$$

$$\partial\psi_N/\partial g_2 = 1,667 C_2. \quad (3.40)$$

З рівняння (3.40) очевидно, що чутливість ψ_N , по витраті вхідної суміші пропорційна концентрації азоту C_2 . Отже, при регулюванні концентрації для поліпшення динамічних властивостей каналу регулювання $C_2 \rightarrow \psi_N$ доцільно ввести сигнал з вимірювача концентрації повітря у вигляді корекції регулятора концентрації продукту окислення. Очевидно, що при використанні витрати аміачно-повітряної суміші в якості регулюючого впливу при регулюванні концентрації продукту окислення інші змінні, що входять в рівняння (3.36), можна вважати збуренням.

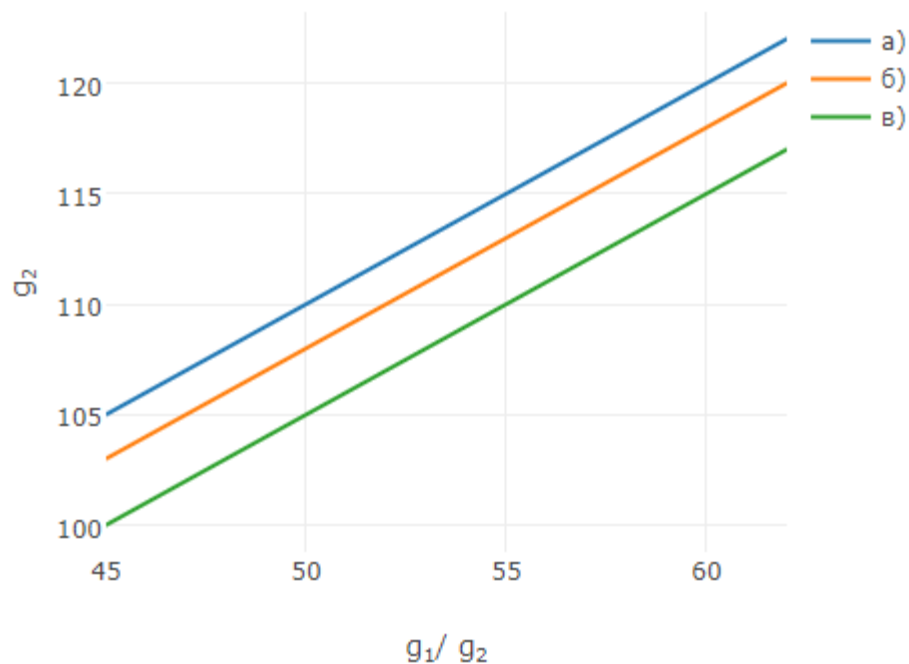


Рис. 3.13. Залежності g_2 для різних:

а - C_2 при $g_1 = g_{1s}$; б - K при $g_1 = g_{1s}$; в - C при $K = 170$ мг КОН/(г прод.);

Якщо вимогами технології встановлено деякий середнє значення концентрації продукту окислення ψ_N , яке необхідно автоматично підтримувати, то витрата вхідної суміші згідно (2.36) є функцією збурень \bar{g}_1 , K , C_2 :

$$g_2 = [0,6 \psi_N + 42,68 \cdot 10^{-3} K \bar{g}_1] / C_2. \quad (3.41)$$

Побудуємо залежності необхідних значень витрати вхідної суміші від збурень при заданому значенні концентрації: $g_2 = g_2(K)$ і для різних C_2 і $g_2 = g_2(C_2)$ і для різних K при $g_1 = g_{1s}$, а також $g_2 = g_2(g_1)$ для різних C_2 при

$K = K_s$ і $g_2 = g_2(g_1)$ для різних K при $C_2 = C_{2s}$. Графіки відповідних функцій наведені на рис. 3.13.

Отримані номограми дозволяють при відомих значеннях K , C_2 , g_1 визначити необхідну величину g_2 для забезпечення заданої концентрації продукту окислення.

3.3. Математична модель динаміки процесу окислення

Необхідною умовою аналізу об'єкта автоматичного керування, синтезу раціональної системи автоматичного управління процесом і її розрахунку є наявність даних про динамічних властивості об'єкта управління. При побудові математичного опису динаміки процесу окислення були зроблені припущення та спрощення, аналогічні тим, які були викладені при отриманні моделі статички.

Рівняння матеріального балансу отримано по такому співвідношенню для NO:

$$(G_{вх} - G_{вих} - G_p)dt = G_0 dC. \quad (3.42)$$

Як і при побудові моделі статички, що входить в реактор кількість аміаку в одиницю часу представлено через кислотний еквівалент:

$$G_{вх} = 42,68 \cdot 10^{-3} K G_1 / 100. \quad (3.43)$$

Кількість азоту, що виноситься з реактора з продуктом окислення в одиницю часу (частина повітря, необхідна для повного окислення), так само:

$$G_{\text{вих}} = CG / 100. \quad (3.44)$$

Кількість аміаку, що зникає в одиницю часу в обсязі реактора в результаті хімічної взаємодії з каталізатором, виражається співвідношенням:

$$G_p = V\rho k_0 \exp(-E/RT)C/100. \quad (3.45)$$

Після підстановки рівнянь (3.43) - (3.48) в вираз (3.42) і поділу змінних отримано диференціальне рівняння матеріального балансу:

$$dC/dt = 42,68 \cdot 10^{-3} G_1 G_0^{-1} - V\rho k_0 \exp(-E/RT)CG_0^{-1} - CGG_0^{-1}. \quad (3.46)$$

Рівняння теплового балансу реакційної суміші в динамічному режимі запишемо у вигляді:

$$(Q_{\text{вх}} - Q_{\text{вих}} + Q_p - Q_{\text{пот}})dt = cG_0dT. \quad (3.47)$$

Тепловий потік на вході в реактор, принесений реагентами, дорівнює:

$$Q_{\text{вх}} = c_1 G_1 T_1 + c_2 G_2 T_2 + c_3 G_3 T_3 = \sum_1^3 c_1 G_1 T_1. \quad (3.48)$$

Кількість тепла, що виділяється в одиницю часу за рахунок тепловиділення екзотермічної реакції:

$$Q_p = 10M_2^{-1} V\rho \Delta h k_0 \exp(-E/RT) C. \quad (3.49)$$

Кількість тепла, що бура з реактора реакційної сумішшю в одиницю часу, і теплові втрати відповідно рівні:

$$Q_{\text{вих}} = cGT; \quad (3.50)$$

$$Q_{\text{пот}} = k_{\text{TF}} (T - T_{\text{в}}). \quad (3.51)$$

Після підстановки виразів (3.48) - (3.51) в рівняння (3.49) і поділу змінних отримаємо:

$$dT/dt = [c_1 G_1 T_1 + c_2 G_2 T_2 + c_3 G_3 T_3 + 10VM_2^{-1} \rho \Delta h k_0 \exp(-E/RT) C - k_{\text{TF}} (T - T_{\text{в}}) - cGT] cG_0^{-1}. \quad (3.52)$$

Рівняння динаміки для матеріального балансу по надлишку азоту в реакційній суміші понад стехіометрії ψ має вид:

$$d\psi/dt = (C_2G_2 - 42,68 \cdot 10^{-3}KG_1 - \psi G) G_0^{-1}. \quad (3.53)$$

Таким чином, математична модель динаміки процесу окислення в диференціальній формі представлена системою рівнянь:

$$dC/dt = 42,68 \cdot 10^{-3}KG_1G_0^{-1} - V\rho k_0 \exp(-E/RT)CG_0^{-1} - CGG_0^{-1}; \quad (3.54)$$

$$dT/dt = \sum_{i=1}^3 c_i G_i T_i (cG_0)^{-1} + 10M_2^{-1}V\rho \Delta h k_0 \exp(-E/RT)C(cG_0)^{-1} - k_{TF}(T - T_b)(cG_0)^{-1} - GTG_0^{-1}; \quad (3.55)$$

$$d\psi/dt = C_2G_2G_0^{-1} - 42,68 \cdot 10^{-3}KG_1G_0^{-1} - \psi GG_0^{-1}. \quad (3.56)$$

Рівняння (3.54) - (3.56) нелінійні щодо змінних величин процесу C , T , T_1 , T_2 , T_3 , K , C_2 , G_1 , G_2 і містять трансцендентні вираження. Для подання математичної моделі динаміки в просторі станів, що дає істотні переваги при аналізі і синтезі систем автоматичного управління, необхідно провести лінеаризацію рівнянь динаміки. Скористаємося розкладанням нелінійностей в ряд Тейлора в околиці деякого бажаного, наприклад оптимального, режиму (C_s , T_s , ψ_s). При цьому експоненту температурної залежності швидкості реакції представимо у вигляді:

$$K_0 \exp(-E/RT) = k_s + \xi(T - T_s). \quad (3.57)$$

Після відкидання членів розкладання вище першого порядку малості і поділу змінних отримаємо модель процесу окислення в відхиленнях:

$$d\Delta C/dt = -(V\rho k_s + G_s)G_0^{-1}\Delta C - V\rho \xi C_s G_0^{-1}\Delta T + 42,68 \cdot 10^{-3}G_{1s}G_0^{-1}\Delta K + (42,68 \cdot 10^{-3}k_s - C_s)G_0^{-1}\Delta G_1; \quad (3.58)$$

$$d\Delta T/dt = 10M_2^{-1}\Delta h V\rho k_s (cG_0)^{-1}\Delta C + (10M_2^{-1}\Delta h V\rho \xi C_s - k_{TF} - cG_s)(cG_0)^{-1}\Delta T + (c_2T_{2s} - cT_s)(cG_0)^{-1}\Delta G_2 + (c_1T_{1s} - cT_s)(cG_0)^{-1}\Delta G_1 + c_1G_{1s}(cG_0)^{-1}\Delta T_1 + c_2G_{2s}(cG_0)^{-1}\Delta T_2; \quad (3.59)$$

$$d\Delta \psi/dt = -G_s G_0^{-1}\Delta \psi + (C_{2s} - \psi_s)G_0^{-1}\Delta G_2 + G_{2s}G_0^{-1}\Delta C_2 - (4,68 \cdot 10^{-3}K_s - \psi_s)G_0^{-1}\Delta G_1 - 42,68 \cdot 10^{-3}G_{1s}G_0^{-1}\Delta K; \quad (3.60)$$

початкові умови: при $t = t_0$ величина $\Delta C = \Delta C_0$, $\Delta T = \Delta T_0$, $\Delta \psi = \Delta \psi_0$.

У рівняннях (3.58) - (3.60) індексом s позначені деякі середні значення змінних.

Введемо позначення приростів змінних величин. Параметри стану об'єкта: $x_1 = \Delta C$, $x_2 = \Delta T$, $x_3 = \Delta \psi$. Можливе керування процесу: $u_1 = \Delta T_3$, $u_2 = \Delta G_2$. Збурення процесу: $d_1 = \Delta K$, $d_2 = \Delta G_1$, $d_3 = \Delta T_1$, $d_4 = \Delta T_2$, $d_5 = \Delta C_2$. Спостережувані виходи системи: y_1, y_2, y_3 .

У просторі станів систему рівнянь (3.58) - (3.60) запишемо у вигляді:

$$dx/dt = Ax + Bu + \Gamma d, x(t_0) = x_0; \quad (3.61)$$

$$y = Cx; \quad (3.62)$$

$$x = \begin{bmatrix} \Delta C \\ \Delta T \\ \Delta \psi \end{bmatrix}, \quad u = \begin{bmatrix} \Delta T_3 \\ \Delta G_2 \end{bmatrix}, \quad d = \begin{bmatrix} \Delta K \\ \Delta G_1 \\ \Delta T_1 \\ \Delta T_2 \\ \Delta G_2 \end{bmatrix}, \quad y = \begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \\ y_3 \end{bmatrix};$$

$$A = \begin{bmatrix} -[V\rho k_s + G_s]G_0^{-1} & -V\rho\xi C_s G_0^{-1} & 0 \\ 10M_2^{-1}\Delta h\rho k_s [cG_0]^{-1} & [10M_2^{-1}V\rho\Delta h\xi C_s - k_{TF} - cG_s][cG_0]^{-1} & 0 \\ 0 & 0 & -G_s G_0^{-1} \end{bmatrix};$$

$$B = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 10M_2^{-1}\Delta hV\rho k_s [cG_0]^{-1} & [c_2 T_{2s} - cT_s][cG_0]^{-1} \\ 0 & [C_{2s} - \psi_s]G_0^{-1} \end{bmatrix}, \quad C = [c_{ij}]$$

$$i, j = 1, 2, 3$$

$$\Gamma = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 \\ c_1 G_{1s} [cG_0]^{-1} & c_2 G_{2s} [cG_0]^{-1} & 0 \\ 0 & 0 & G_{2s} G_0^{-1} \end{bmatrix}$$

$$\Gamma = \begin{bmatrix} 42,68 \cdot 10^{-3} G_{1s} G_0^{-1} & [42,68 \cdot 10^{-3} K_s - C_s] G_0^{-1} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & [c_1 T_{1s} - c T_s] \cdot [c G_0]^{-1} & c_1 G_{1s} [c G_0]^{-1} & c_2 G_{2s} [c G_0]^{-1} & 0 \\ -42,68 \cdot 10^{-2} G_{1s} G_0^{-1} & -[42,68 \cdot 10^{-3} K_s - \psi_s] G_0^{-1} & 0 & 0 & G_{2s} G_0^{-1} \end{bmatrix}.$$

Як бажаний режим (C_s , T_s , ψ_s) приймаємо знання умовно оптимального стану об'єкта при номінальній продуктивності ($n_G = 1,0$), так як саме такий режим економічно найбільш вигідний. Тоді величини, що входять в матриці рівняння (3.61), мають такі чисельні значення: $G_0 = V_p = 1,5372$ кг; $G_{1s} = 0,04881$ кг/с; $G_{2s} = 0,0366$ кг/с; $T_{1s} = 353$ К, $T_{2s} = 353$ К; $c_1 = 1,866$ кДж / (кг·К); $c_2 = 3,970$ кДж / (кг·К); $c_3 = 2,143$ кДж/(кг·К); $c = 2,346$ кДж / (кг·К), $G_s = 0,33035$ кг/с; $K_s = 170$ мг КОН / г прод.; $C_{2s} = 10,0\%$ '.

$$C_s = 0,0184\%; T_s = 365,0 \text{ К}; \psi_s = 0,036\%; k_{TF} = 0,04 \text{ кВт/К};$$

$V = 1,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$; $\rho = 854 \text{ кг/м}^3$; $M_2 = 24$; $\Delta h = 56,522 \text{ кДж/моль}$; $k_s = 12,2687 \text{ с}^{-1}$; $\xi = 1,92072 \text{ с}^{-1} \cdot \text{К}^{-1}$. Самі матриці мають вигляд:

$$A = \begin{bmatrix} -12,4836 & -0,03534 & 0 \\ 123,162 & 0,12897 & 0 \\ 0 & 0 & -0,2149 \end{bmatrix}, \quad B = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0,14555 & 151,159 \\ 0 & 6,4819 \end{bmatrix},$$

$$\Gamma = \begin{bmatrix} 0,001355 & 4,70804 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & -54,7912 & 0,02526 & 0,0403 & 0 \\ -0,001355 & -4,6966 & 0 & 0 & 0,0238 \end{bmatrix}.$$

При аналізі та вирішенні систем (3.61) і (3.62) часто не використовують частотне представлення математичної моделі. Математичною основою такого переходу з тимчасової області в частотну є матричне перетворення Лапласа. Найважливіша характеристика об'єкта керування - перехідна (фундаментальна) матриця стану, що описує його динамічні

властивості. У частотній області для розглянутого процесу ця матриця має вигляд:

$$\Phi(p) = [pI - A]^{-1} = \begin{bmatrix} (p - a_{22})[(p - \lambda_1)(p - \lambda_2)]^{-1} & a_{12}[(p - \lambda_1)(p - \lambda_2)]^{-1} & 0 \\ a_{21}[(p - \lambda_1)(p - \lambda_2)]^{-1} & (p - a_{11})[(p - \lambda_1)(p - \lambda_2)]^{-1} & 0 \\ 0 & 0 & (p - \lambda_3) \end{bmatrix}, \quad (3.63)$$

де $\lambda_1 = -0,2263$; $\lambda_2 = -12,1285$; $\lambda_3 = -0,2149$.

У тимчасовій області фундаментальну матрицю стану $\Phi(t)$ Можна визначити двома шляхами: по-перше, рішенням однорідного матричного лінійного диференціального рівняння у вигляді експоненціала матриці A : $\varphi(t) = e^{At}$; по-друге, зворотнім перетворенням Лапласа перехідної матриці стану (3.63):

$$\varphi(t) = L^{-1}\{\Phi(p)\} = \begin{bmatrix} \frac{\lambda_1 - a_{22}}{\lambda_1 - \lambda_2} e^{\lambda_1 t} + \frac{\lambda_2 - a_{22}}{\lambda_2 - \lambda_1} e^{\lambda_2 t} & \frac{a_{21}}{\lambda_1 - \lambda_2} (e^{\lambda_1 t} - e^{\lambda_2 t}) & 0 \\ \frac{a_{21}}{\lambda_1 - \lambda_2} (e^{\lambda_1 t} - e^{\lambda_2 t}) & \frac{\lambda_1 - a_{22}}{\lambda_1 - \lambda_2} e^{\lambda_1 t} + \frac{\lambda_2 - a_{22}}{\lambda_2 - \lambda_1} e^{\lambda_2 t} & 0 \\ 0 & 0 & e^{\lambda_3 t} \end{bmatrix}. \quad (3.64)$$

Якщо для спрощення прийняти $C = 1$, то з урахуванням виразу (3.63) передавальна функція системи по керуванню представляє собою наступну рівність:

$$G(p) = C\Phi(p)B = \begin{bmatrix} a_{12}b_{21}[(p - \lambda_1)(p - \lambda_2)]^{-1} & a_{12}b_{22}[(p - \lambda_1)(p - \lambda_2)]^{-1} \\ b_{21}(p - a_{11})[(p - \lambda_1)(p - \lambda_2)]^{-2} & b_{22}(p - a_{11})[(p - \lambda_1)(p - \lambda_2)]^{-1} \\ 0 & b_{32}(p - \lambda_3)^{-1} \end{bmatrix}. \quad (3.65)$$

За умови, що $c_{ij} = 1$, реакцію системи на ступеневе обурення з управління $U = \begin{bmatrix} 10 \\ 0,1G_{2s} \end{bmatrix}$ при $x(0) = X_0$ можна розраховувати з використанням перехідної матриці стану в тимчасовій області наступним чином:

$$\begin{aligned}
y(t) &= C\varphi(t)x(0) + \int_0^t C\varphi(t-\lambda)BUd\lambda = \\
&\begin{bmatrix} \varphi_{11} & \varphi_{12} & 0 \\ \varphi_{21} & \varphi_{22} & 0 \\ 0 & 0 & \varphi_{33} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} x_1(0) \\ x_2(0) \\ x_3(0) \end{bmatrix} + \int_0^t \begin{bmatrix} \varphi_{11}(t-\lambda) & \varphi_{12}(t-\lambda) & 0 \\ \varphi_{21}(t-\lambda) & \varphi_{22}(t-\lambda) & 0 \\ 0 & 0 & \varphi_{33}(t-\lambda) \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ b_{21} & b_{22} \\ 0 & b_{32} \end{bmatrix} \cdot \\
&\begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \end{bmatrix} dy = \begin{bmatrix} \varphi_{11}x_1(0) + \varphi_{12}x_2(0) \\ \varphi_{21}x_1(0) + \varphi_{22}x_2(0) \\ \varphi_{33}x_3(0) \end{bmatrix} + \int_0^t \begin{bmatrix} b_{21}\varphi_{12}(t-\lambda)u_1 + b_{22}\varphi_{12}(t-\lambda)u_2 \\ b_{21}\varphi_{22}(t-\lambda)u_1 + b_{22}\varphi_{22}(t-\lambda)u_2 \\ b_{32}\varphi_{33}(t-\lambda)u_2 \end{bmatrix} dy = \\
&= \begin{bmatrix} (\lambda_1 - \lambda_2)^{-1} [(\lambda_1 - a_{22})e^{\lambda_1 t} - (\lambda_2 - a_{22})e^{\lambda_2 t}]x_1(0) + a_{12}(e^{\lambda_1 t} - e^{\lambda_2 t})x_2(0) \\ (\lambda_1 - \lambda_2)^{-1} [a_{21}(e^{\lambda_1 t} - e^{\lambda_2 t})x_1(0) + [(\lambda_1 - a_{11})e^{\lambda_1 t} - (\lambda_2 - a_{11})e^{\lambda_2 t}]x_2(0) \\ e^{\lambda_3 t}x_3(0) \end{bmatrix} + \\
&+ \begin{bmatrix} \frac{a_{12}}{\lambda_1 \lambda_2} \left[1 - \frac{\lambda_1}{\lambda_1 - \lambda_2} e^{\lambda_2 t} + \frac{\lambda_2}{\lambda_1 - \lambda_2} e^{\lambda_1 t} \right] \cdot [b_{21}u_1 + b_{22}u_2] \\ - \frac{a_{11}}{\lambda_1 \lambda_2} \left[1 - \frac{(\lambda_1 - a_{11})\lambda_2}{(\lambda_1 - \lambda_2)a_{11}} e^{\lambda_1 t} + \frac{(\lambda_2 - a_{11})\lambda_1}{(\lambda_1 - \lambda_2)a_{11}} e^{\lambda_2 t} \right] \cdot [b_{21}u_1 + b_{22}u_1] \\ - \frac{b_{22}}{\lambda_2} [1 - e^{\lambda_3 t}]u_2 \end{bmatrix}. \quad (3.66)
\end{aligned}$$

Остаточне рішення систем (3.61) і (3.62) по роздільним виходам має вигляд:

$$\begin{aligned}
y_1(t) &= (-0,0298e^{-0,2263t} + 1,0298e^{-12,1285t})x_1(0) - 0,0297(e^{-0,2263t} - e^{-12,1285t})x_2(0) - \\
&0,012876(1 - 1,019e^{-0,2263t} + 1,019e^{-12,1285t})(0,14555u_1 + 151,159u_2); \quad (3.67)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
y_2(t) &= 10,3478(e^{-0,2263t} - e^{-12,1285t})x_1(0) + (1,0298e^{-0,2263t} - 0,0298e^{-12,1285t})x_2(0) + \\
&+ 4,5483(1 - 1,0005e^{-0,2263t} + 0,0005e^{-12,1285t})(0,14555u_1 + 151,159u_2); \quad (3.68)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
y_3(t) &= e^{-0,2149t}x_3(0) + 30,1624(1 - e^{-0,2149t})u_2. \quad (3.69)
\end{aligned}$$

Очевидно, що система має стійке рішення, тобто об'єкт керування стійкий по керуванням.

3.4 Дослідження математичної моделі динаміки процесу окислення

Графічне представлення рішень (3.67) - (3.69) дано на рис. 3.14. Аналогічно можна показати, що система має стійкі рішення по збуренню. Спроможність математичної моделі (3.61) - (3.64) була перевірена на промисловому об'єкті дослідження [28] наступним чином. При тих же

початкових умовах, які були при перевірці на адекватність математичної моделі статистики (див. Розд. 3.1), були зняті криві перехідних про процеси об'єкта окремо на ступінчасті зміни температури вихідної речовини T_3 на 10 К і витрати аміачно-повітряної сіміші G_2 на 0,00366 кг/с. Так як температура речовини визначається співвідношенням витрат потоків, один з яких нагрівається в теплообміннику, а інший проходить по байпасній лінії, динаміка змішання цих потоків не робить істотного впливу на динаміку досліджуваного об'єкта.

Математичні вирази (3.61) - (3.64) відносяться до процесів, що відбуваються в реакторі. Однак отримані експериментальні криві відображають сумарну динаміку реакторного процесу, вимірювальних пристроїв, трубопроводних комунікацій. Тому додатково були визначені динамічні характеристики вимірювальних пристроїв і трубопроводів, а з їх урахуванням оброблені сумарні експериментальні криві, в результаті, цього виділені динамічні характеристики реакторного процесу, представлені на рис. 3. 14 пунктирними лініями. Розбіжності між розрахунковими і експериментальними кривими не перевищують 12%, що є задовільним.

Таким чином, рівняння (3.61) - (3.64) можна прийняти в якості адекватного математичного опису динаміки процесу окислення, здійснюваного в екзотермічному реакторі окислення, в робочих діапазонах зміни параметрів системи.

4. СИНТЕЗ СИСТЕМ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ РЕАКТОРОМ

4.1. Постановка завдання управління

Суть питання зводиться до вибору такого управління u , при якому вихідне значення у об'єкта управління збігалось б з заданим значенням s або їх різниця лежала б в допустимих межах при зміні зовнішнього збурюючого впливу f і a . Збурення f називається координатним, а збурення a - параметричним. Під впливом зовнішніх збурень, інформації про яких часто недостатньо, взаємозв'язок між входом і виходом об'єкта стає неоднозначною і невизначеною, що сильно ускладнює рішення задачі.

Координатне збурення є невідома величина з боку навантаження на реактор окислення, яка проявляється у вигляді неконтрольованих довільних змін технологічних параметрів і за характером зміни в часі може бути імпульсний і повільно мінливий. Параметричне збурення є невідома величина з деякої обмеженої множини, в результаті дії якої відбувається повільна зміна параметрів об'єкта управління.

Слід відзначити принципову відмінність між цими двома типами збурень. Розглянемо випадок, коли на об'єкт управління $W_{об}(p)$ з вхідним сигналом u та виходом y діють обидва типи збурюючих впливів. Тоді вихідна координата об'єкта прийме вид

$$y = W_{об}(p, a)g = W_{об}(p, a)(f+u) = W_{об}(p, a)f + W_{об}(p, a)u.$$

Тепер наочно видно якісну відмінність впливу збурень f і a на виході об'єкта. Координатне збурення f вносить адитивний і незалежний від входу u внесок в реакцію об'єкта, що дорівнює $W_{об}(p, a)f$. Параметричне же збурення a змінює тільки вигляд або параметри $W_{об}(p, a)$ і не має незалежного від u і f впливу на вихід об'єкта.

Таким чином, збурення f формує «лінійний» вплив зовнішнього середовища на регульовану концентрацію, а збурення a - «нелінійний» вплив.

Розглянемо, як класичні закони регулювання впливають на якість перехідного процесу системи автоматичного регулювання. В операторній формі рівняння регулятора має вигляд

$$u = W_{pez}(p)\varepsilon, \quad (4.1)$$

де u - вихідна величина регулятора (керуючий вплив); ε - вхідна величина регулятора (помилка регулювання). В дужках наведені назви величин для замкнутої одноконтурної системи автоматичного регулювання, що складається з послідовно з'єднаних регулятора і об'єкта управління, охоплених одиничним негативним зворотнім зв'язком.

Такий показник якості, як статична помилка, є одним з важливих і характеризує точність регулювання в статичному режимі.

Під статичною помилкою регулювання $\varepsilon_{ст}$ будемо розуміти відхилення регульованої величини від заданого значення після закінчення перехідного процесу.

Покажемо, як пропорційний закон регулювання впливає на статичну помилку перехідного процесу замкнутої системи автоматичного регулювання.

Рівняння (4.1) в цьому випадку набуває вигляду

$$u = k_n \cdot \varepsilon,$$

де k_n - коефіцієнт передачі регулятора, передавальна функція $W_{pez}(p)$ може мати і більш складний вид, наприклад:

$$W_{pez}(p) = k_n \frac{A(p)}{B(p)},$$

де $A(p)$ і $B(p)$ - деякі поліноми від оператора p . Однак ланцюг регулювання в цьому випадку представляє собою статичну ланку, і при $p \rightarrow 0$ передавальна функція $W_{pez}(p) \rightarrow k_n$ (тобто сталий режим, так як прирівнювання оператора диференціювання нулю означає прирівнювання нулю всіх похідних).

Передавальна функція розімкнутої одноконтурної системи автоматичного регулювання має вигляд

$$W_{pc}(p) = W_{pez}(p)W_{ob}(p) = k_n W_{ob}(p),$$

де $W_{ob}(p)$ - передавальна функція об'єкта управління. В сталому стані передавальна функція розімкнутої системи прагне до значення

$$\lim_{p \rightarrow 0} W_{p.c}(p) = k_n \cdot k_{ob} = K.$$

Величина K називається узагальненим коефіцієнтом передачі розімкнутої системи і фізично представляє собою відношення усталеного значення регульованої величини до постійного значення помилки $\varepsilon = \varepsilon_0$, якщо ланцюг регулювання спільно з об'єктом розглядати як деякий підсилювач, на вході якого діє сигнал у вигляді помилки ε , а на виході - посилений сигнал y . результати для коефіцієнта передачі можна записати

$$K = \frac{y_{уст}}{\varepsilon_0}.$$

Запишемо вираз в операторній формі для замкнутої системи автоматичного регулювання щодо помилки [3]:

$$\varepsilon = \frac{s}{1+W_{p.c}(p)} + \frac{W_f(p)}{1+W_{p.c}(p)} f, \quad (3.2)$$

де s - сигнал завдання; f - збурюючий вплив; $W_f(p)$ - передавальна функція об'єкта управління по збурюючому впливу.

Тоді для сталого стану замкнутої системи при постійному заданому впливі $s = s_0 = \text{const}$ отримуємо

$$\varepsilon_{cm} = \frac{s_0}{1+K} + \frac{\varepsilon_{f_{уст}}}{1+K},$$

де $\varepsilon_{f_{уст}}$ - стале значення помилки від збурюючого впливу в реакторі без регулювання.

Таким чином, пропорційне регулювання дозволяє зменшити встановлені помилки в реакторі в $1+K$ раз. Для зведення статичної помилки до нуля в разі пропорційного регулювання необхідно, щоб $K \rightarrow \infty$, так званий випадок

глибокого зворотного зв'язку, що призводить до ускладнення в практичному використанні пропорційного регулювання для зведення $\varepsilon_{ст}$ до нуля.

У разі інтегрального регулювання рівняння (4.1) приймає вид

$$u = \frac{k_v}{p} \varepsilon,$$

де $k_v = k_u/T_u$ - швидкість розгону; k_u - коефіцієнт передачі; T_u - час інтегрування.

Аналогічно попередньому випадку передавальна функція розімкнутої системи набуває вигляду

$$W_{p.c}(p) = \frac{k_v}{p} W_{об}(p) .$$

У сталому режимі передавальна функція розімкнутої системи $\lim_{p \rightarrow 0} W_{p.c}(p) \rightarrow \infty$. В результаті перша складова помилки в рівнянні (3.2), для сталого стану, при $s = s_0 = const$ перетворюється в нуль. Друга складова, яка визначається наявністю збурюючих впливів, може не перетворюватися в нуль, так як в усталеному стані чисельник її може також прагнути до нескінченності. Тому при $f = f_0 = const$

$$\varepsilon_{ст} = \lim_{p \rightarrow 0} \frac{W_f(p)f_0}{1+W_{p.c}(p)} .$$

Це значення може бути як рівним нулю, так і не дорівнювати нулю.

Таким чином, при інтегральному регулюванні виходить система, астатична по відношенню до заданого впливу. По відношенню до впливу, що збурює вона може бути як статичною, так і астатичною.

Ще одним з важливих показників якості перехідного процесу є час регулювання, час, після закінчення якого регульована величина починає відрізнятися від сталого значення менш ніж на заздалегідь задане значення. Інтегральний закон регулювання володіє низьким швидкодією. Це пояснюється тим, що при $t = 0$ в системі не тільки регулюючий вплив дорівнює нулю, але

дорівнює нулю також і його перша похідна, тобто має пройти деякий час, поки не «накопичиться» інтеграл.

Припустимо, що помилка ε змінюється стрибкоподібно (рис. 4.1). В цьому випадку вихідна величина регулятора буде змінюватися за законом $u(t) = k_v \cdot t$. Очевидно, чим більше величина k_v , тим більше буде кут α і регулятор буде швидше змінювати вихідну величину. Однак в системі автоматичного регулювання реактором це призведе до того, що при малих змінах помилки регулювання вихідна величина регулятора буде продовжувати швидко змінюватися, внаслідок чого у системи з'явиться схильність до коливань.

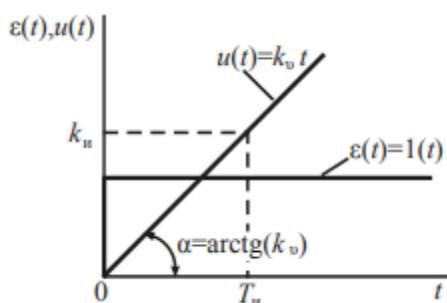


Рис. 4.1. Реакція інтегрального регулятора $u(t)$ на помилку регулювання $\varepsilon(t)$

Тут вже доводиться рахуватися з такими показниками якості, як перерегулювання σ і ступінь загасання ψ . Тому використання даного типу регулятора передбачає пошук компромісу між швидкодією і ступенем загасання.

Пропорційний регулятор має кращу швидкодію, тому використання спільно пропорційного і інтегрального регулювання дає певний вииграш у швидкодії і зведенні статичної помилки до нуля. Таке регулювання отримало назву ізодромного або пропорційно-інтегрального (ПІ). Рівняння (4.1) в цьому випадку приймає вид

$$u = k_n \left(1 + \frac{1}{T_{из} p} \right) \varepsilon, \quad (4.3)$$

де k_n - коефіцієнт передачі регулятора; $T_{из} = k_n/k_v = T_u \cdot k_n/k_u$ - час ізодрома. У разі сталого режиму $p = 0$ регулювання виявляється астатичним, відносно заданого впливу.

Ізодромне регулювання поєднує в собі високу точність інтегрального регулятора і швидкість пропорційного. Це визначається першою складовою в рівнянні (4.3). Надалі система починає працювати як система інтегрального регулювання, так як з плином часу переважне значення набуває другий доданок (4.3), що призводить до подальшого «затягування» процесу. Збільшити швидкодію можна за допомогою введення похідної в канал регулювання, яка буде враховувати тенденцію зростання помилки регулювання. Такий регулятор називається пропорційно-інтегро-диференціальним (ПІД). Рівняння (4.1) в цьому випадку прийме вид

$$u = k_n \left(1 + \frac{1}{T_y p} + T_{np} p \right) \varepsilon,$$

де $T_y = k_n T_u / k_u$ - постійна часу подвоєння; $T_{np} = T_d / k_n$ - постійна часу передування; T_d - постійна часу диференціювання.

Введення похідної дає підвищення швидкодії по відношенню до ізодромного регулятора, але щоб ця швидкодія було відчутна на практиці, необхідно:

- точний опис моделі об'єкта регулювання;
- точне виконання операції диференціювання.

Реальні ж процеси завжди описуються рівняннями вищих порядків, ніж модель, а відтворення точної операції диференціювання має труднощі з фізичною реалізованістю [6]. Ми розглядали випадок, коли заданий вплив є постійним. При зміні заданого впливу як функції часу ситуація істотно змінюється. Так, наприклад, якщо завдання - поліном по t ступеня m , тобто в нуль тотожно перетворюються всі його похідні, починаючи з $(m + 1)$ -ої, то для досягнення астатизму в цьому випадку буде потрібно не менше ніж m інтегрування помилки регулювання. При $m \rightarrow \infty$ порядок лінійного регулятора зростає до нескінченності, що, звичайно, практично неприйнятно. Зокрема, таким шляхом

не можна побудувати астатичну систему для експоненціально-зростаючого завдання $s(t) = \exp(\alpha t)$, $\alpha = \text{const} > 0$, так як

$$\exp(\alpha t) = \sum_{m=0}^{\infty} \frac{(\alpha t)^m}{m!}.$$

Це вимагало б нескінченно мірного регулятора, тому рішення слід шукати в класі систем зі змінною структурою [5], для яких рівняння (4.1) має вигляд

$$u = \Psi \cdot \varepsilon,$$

де Ψ - логічний закон регулювання. У таких системах вдається отримати властивості стійкості руху, поєднувані з високим швидкодією і точністю при використанні такої інформації, яка була недостатня для стабілізації лінійної системи.

Однак в ряді випадків потрібна зміна самого логічного закону регулювання Ψ . В результаті система повинна не міняти свою структуру, а перебудовувати її, тобто змінюючи не тільки комбінаційні зв'язки, але також і функціональні. Таким чином, постановка даної задачі управління полягає в стабілізації регульованої величини, при неповній інформації про управління реактором окислення, і отриманні властивостей автоматичної системи регулювання, інваріантних до зовнішніх впливів, без введення в канал управління похідної, з кінцевим коефіцієнтом посилення зворотного зв'язку і можливістю перебудови внутрішньої структури регулятора.

4.2. Типова система регулювання

Найбільш широке застосування в практиці знайшли автоматичні системи регулювання (АСР) за відхиленням [9]. Типова структурна схема такої системи представлена на рис. 4.2.

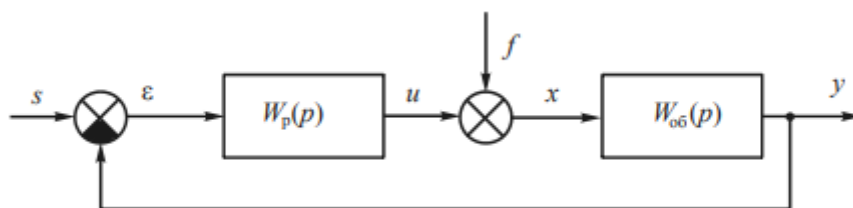


Рис. 4.2. Структурна схема системи автоматичного регулювання

Тут $W_{об}(p)$ - передавальна функція об'єкта регулювання; $W_p(p)$ - передавальна функція регулятора; s - заданий вплив; ε - помилка регулювання; f - зовнішній збурюючий вплив; u - керуючий вплив; $x = f + u$ - вплив на об'єкт з урахуванням зовнішніх збурень; y - вихідна регульована величина.

Розрахунок такої системи регулювання зводиться до визначення оптимальних параметрів обраного регулятора.

Наведемо динамічні процеси, що протікають в подібних системах. Для цього зробимо розрахунок одноконтурної системи регулювання, що складається з ПІ-регулятора і об'єкта регулювання з передавальною функцією, при $T_1 = T = 97,7$ с; $T_2 = 0$; $k = 6$; $\tau = 23,4$ с:

$$W_{об}(p) = \frac{k \exp(-\tau p)}{Tp+1} = \frac{6 \exp(-23,4p)}{97,7+1}. \quad (4.4)$$

Розрахунок оптимальних параметрів настройки ПІ-регулятора зробимо методом розширених амплітудно-фазочастотних характеристик (РАФЧХ). Одним з істотних його переваг є те, що метод найбільш оптимальний з точки зору вимог, що пред'являються до перехідних характеристик в промислових системах [2, 13].

За допомогою розробленої програми в середовищі MatLab розраховані за методом РАФЧХ межа заданого запасу стійкості (рис. 4.3) і перехідний процес замкнутої системи автоматичного регулювання, а також проведена оцінка його якості.

При визначенні настройок регуляторів в якості показника оптимальності системи регулювання зазвичай вибирають інтегральний критерій якості (наприклад, інтегральний квадратичний критерій) при дії на об'єкт великого збурення з урахуванням додаткового обмеження на запас стійкості системи.

Далі під оптимальними будемо розуміти настройки регулятора, які забезпечують заданий ступінь коливності m процесу регулювання при мінімумі інтегрального квадратичного критерію $I_{кв}$.

Точка на графіку, яка відповідає максимуму (тобто мінімуму першого інтегрального критерію), визначить параметри налаштування ПІ-регулятора:

$K_p = 0,47$ (розмірність керуючого впливу/розмірність регульованої величини); $T_i = 52,6$ с.

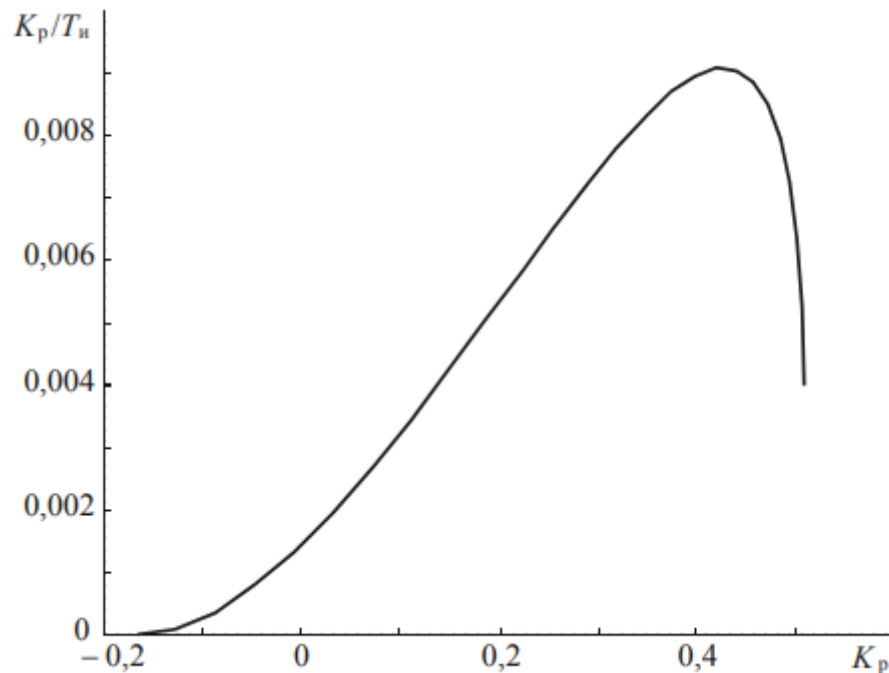


Рис. 4.3. Межа заданого запасу стійкості

Тоді передавальну функцію ПІ-регулятора можна записати в наступному вигляді:

$$W_p(p) = K_p \frac{(T_i p + 1)}{T_i p} = 0,47 \frac{(52,6p + 1)}{52,6p}. \quad (4.5)$$

Характер перехідного процесу системи автоматичного регулювання, по каналу заданого впливу, при оптимальних параметрах настройки регулятора показаний на рис. 4.4 для різних постійних часу об'єкта управління.

Будь-яка промислова АСР, крім стійкості, повинна забезпечувати певні якісні показники процесу регулювання.

Якість процесу регулювання оцінюють по перехідній характеристиці по відношенню до одиничного ступінчастого збурюючого впливу [4].

Схильність системи до коливань, а отже, і запас стійкості можуть бути охарактеризовані максимальним значенням регульованої величини y_{max} або так званим перерегулюванням:

$$\sigma = (A_{max} - 1) / 1 \cdot 100\% = 38\%.$$

Час регулювання t_p - час, після закінчення якого відхилення регульованої величини від сталого стану не перевищуватиме деякої наперед заданої величини δ . Зазвичай $\delta = 0,05y(\infty) = 0,05 \cdot 1 = 0,05$; $t_p = 136$ с.

Максимальна динамічна помилка $A_{max} = 0,38$.

Ступенем загасання називається відношення різниці двох сусідніх амплітуд, одного знака, до більшої з них:

$$\psi = (A_1 - A_2) / A_1 \approx 0,96.$$

Як видно з рис. 3.4, при різних постійних часу об'єкта управління перехідні процеси автоматичної системи регулювання мають різні якісні показники, близькі до оптимальних тільки при розрахованих, заздалегідь фіксованих параметрах настройки регулятора.

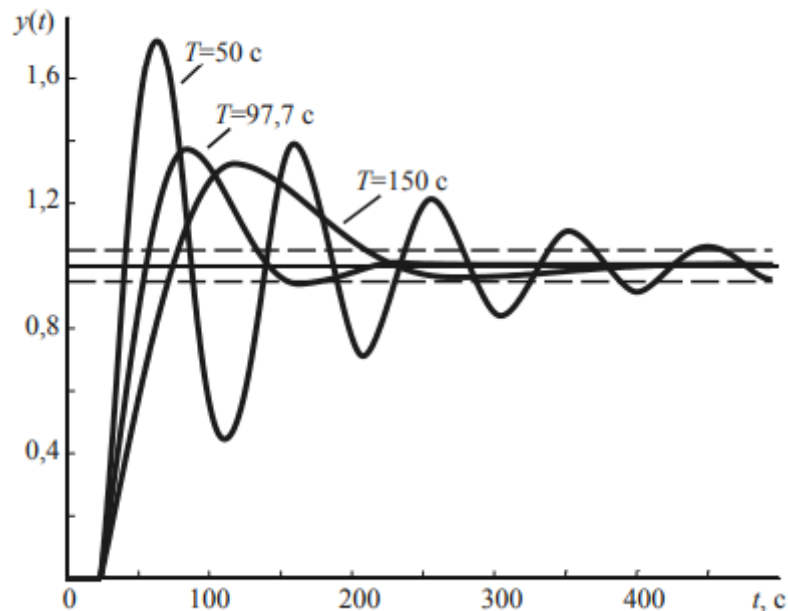


Рис. 4.4. Перехідний процес в замкнутій системі регулювання по каналу заданого впливу

Позначимо діапазон зміни постійної часу об'єкта через ΔT , а відповідна зміна ступеня загасання через $\Delta\psi$. Тоді узагальнений показник якості системи щодо ступеня загасання буде характеризувати відношенням [8]:

$$\psi' = \frac{|\Delta\psi|}{|\Delta T|}. \quad (4.6)$$

Чим менше це відношення, тим більш узагальнений показник якості системи щодо ступеня загасання. На рис. 4.5 представлені результати моделювання для даної системи автоматичного регулювання при зміні постійної часу об'єкта управління в діапазоні від 50 до 150 с.

Таким чином, при параметричних збурень в реакторі окислення з лінійним регулятором істотно знижуються показники якості перехідного процесу. У разі широкого діапазону зміни параметрів об'єкта управління даний аспект може привести систему автоматичного регулювання до нестійкого стану.

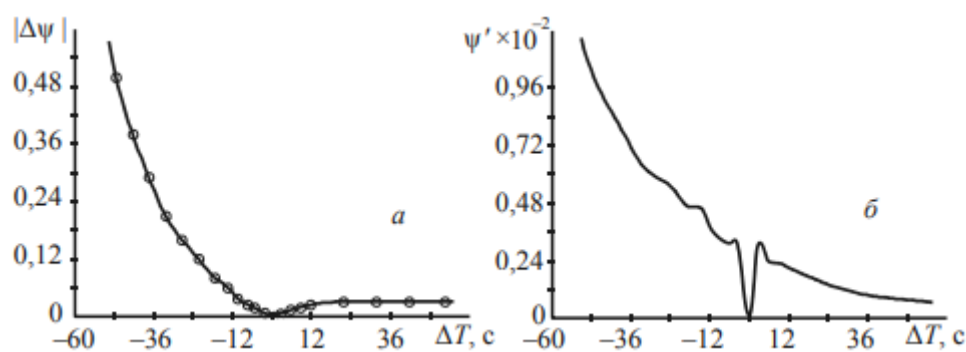


Рис. 4.5. Результати моделювання системи автоматичного регулювання при параметричному збуренні: а - модуль зміни ступеня загасання; б - узагальнений показник якості системи щодо ступеня загасання

4.3. Адаптивна система автоматичного регулятора

Загальноприйнятий порядок синтезу систем управління полягає в наступному:

- задається математична модель об'єкта (імітаційна модель, отримана на основі експериментальної перехідної характеристики об'єкта);
- приймаємо критерій оптимальності системи управління;

- за моделлю об'єкта визначаємо структуру і чисельні значення параметрів алгоритму функціонування контролера (регулятора), задовольняють прийнятим критерієм оптимальності.

Вважається, що якщо модель досить близька до реального об'єкту, а обраний метод синтезу і розрахунки виконані бездоганно, то спроектована система запрацює без будь-якого суттєвого доведення під час пуску. Однак досвід свідчить про те, що такий оптимістичний прогноз, як правило, не виправдовується. Пояснюється це двома причинами:

- системним характером завдання отримання математичної моделі об'єкта; це означає, що для формулювання критерію наближення останньої необхідно мати алгоритм функціонування контролера, для визначення якого, власне, і потрібна ця модель[15];

- практичною неможливістю обліку відхилень прийнятої в розрахунках динамічної моделі контролера від реальної (наявність широтно-імпульсного перетворення сигналу на виході контролера, зони нечутливості, люфтів в механічних з'єднаннях виконавчого механізму і т.п.).

Вихід з ситуації, що склалася полягає в тому, що системи управління навіть з відносно стабільними об'єктами повинні проектуватися як адаптивні (з автоматизованим настроюванням). Ефективність таких систем визначається тим, що вони оперують всією системою в цілому, причому при відповідному виборі режиму ідентифікації можна здійснювати автоматичну лінеаризацію нелінійності в значному для кожної конкретної системи діапазоні частот і відхилень сигналів [1].

В функції адаптації не входить підстроювання параметрів регуляторів до відносно швидко мінливих властивостях об'єкта, викликаним контрольованими збуреннями, перш за все - змінами навантаження об'єкта. В цьому випадку повинна застосовуватися звичайна корекція настройки регуляторів по заздалегідь

заданим законам, реалізованим у відповідних коригувальних блоках. Однак у функції адаптації входить настройка цих коригувальних блоків. Взагалі можливості теорії автоматичного управління (як і будь-якої іншої теорії) обмежені деякими межами. При занадто швидких змінах властивостей об'єкта і пов'язаних з цим появою нелінійних ефектів принципова можливість адаптації систем управління досить складними в динамічному відношенні об'єктами виявляється вельми проблематичною.

Структура адаптивної системи управління може бути представлена такою, як показано на рис. 4.6. До контуру регулювання, що включає об'єкт ОБ і регулятор РЕГ, під'єднується адаптується пристрій АД, на вхід якого подаються вхідний $\mu(t)$ і вихідний $y(t)$ сигнали об'єкта. В ідентифікуючому пристрої ІД за отриманими сигналами оцінюється модель об'єкта, а в обчислювальному пристрої ВУ визначаються оптимальні параметри налаштування регулятора, які потім встановлюються за допомогою адаптивного впливу $a(t)$. Причому для реалізації адаптованого пристрою АД, використовується один з відомих в даний час методів адаптації.

У роботі застосовується метод адаптації, який використовує сигнальний гармонійний ідентифікуючий вплив (метод Ціглера-Нікольса) [18]. Перевагою такого методу є можливість обґрунтованого застосування методів математичної статистики в процесі проведення ітераційної процедури руху до оптимуму. Практична значимість цієї обставини полягає в можливості зменшення амплітуди впливів до прийнятного рівня і, незважаючи на це, отримання задовільних оцінок параметрів вихідних коливань завдяки збільшенню тривалості адаптації.

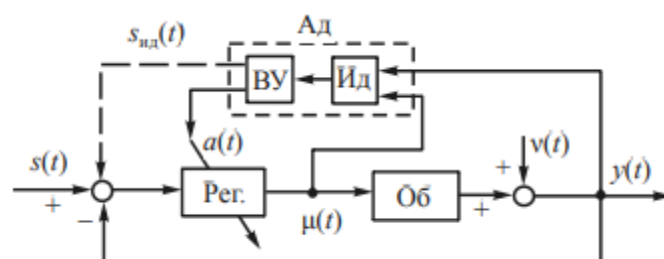


Рис. 4.6. Структура адаптивної системи

Спостереження за станом об'єкта в процесі нормального функціонування без введення додаткових пошукових складових не приводить до успіху. Пояснюється це тим, що оскільки об'єкт знаходиться в складі системи, то і оперувати слід з впливами, які є вхідними сигналами всієї системи; при цьому вхідний сигнал слід вибрати таким чином, щоб ідентифікований канал системи залежав тільки від одного невідомого оператора об'єкта.

Існуюча проблема зводиться не до того, щоб створити систему адаптації, що функціонує без викликаних ідентифікуючими впливами додаткових відхилень регульованої величини, а для того, щоб зробити ці відхилення досить малими, прийнятними для практики. Це досягається декомпозицією процедури пошуку з використанням в алгоритмах настройки нижнього рівня спеціально розроблених неекстремальних критеріїв.

Така процедура заснована на використанні активних частотних методів ідентифікації об'єктів і розрахунку оптимальної настройки регулятора.

При формуванні процесу оцінки моделі об'єкта структура адаптивної системи управління, наведена на рис. 3.6, повинна бути доповнена ще одним ідентифікуючим впливом, яке має надавати адаптуючий пристрій АД на систему з метою ідентифікації об'єкта. Величина $s_{uo}(t)$ показана пунктирною лінією в вигляді сигнального впливу, що подається на задатчик регулятора. Такий ідентифікуючий вплив не обов'язково має бути сигнальним. Він може бути також алгоритмічним, параметричним, структурним.

Найчастіше автоматична настройка здійснюється шляхом включення в канал сигналу помилки двохпозиційного реле з малим вихідним сигналом. Потім за параметрами автоколивань, що виникають в замкнутій системі, визначаються необхідні настройки регулятора. Причому при такому способі самонастроювання відбувається припинення процесу регулювання об'єкта на час настройки,

спостерігається висока чутливість до шумів в каналі вимірювання, виникає небезпека зриву автоколивальних процесів при дії збурень.

Є також алгоритм настройки регулятора в замкнутому контурі шляхом подачі на вхід системи пробного синусоїдального сигналу. Для цього алгоритму потрібно досить великий час налаштування (близько 8-10 періодів коливань на резонансній частоті замкнутої системи).

У роботі використовується метод Циглера-Нікольса з частотним поділом каналів управління і самонастроювання, що досягається включенням двох режекторних цифрових фільтрів в зворотний зв'язок контуру регулювання.

На рис. 4.7 приведена структурна схема адаптивної системи управління. Основний контур складається з настроюваного регулятора P , власне об'єкта управління OY і двох режекторних фільтрів (основного РФО і додаткового РФД). Додатковий режекторний фільтр за допомогою перемикача Π_1 включається тільки на першому етапі або періодично для визначення необхідних за методом Циглера-Нікольса налаштувань. Блоки синхронного детектування $СД_1$, $СД_2$ визначають усталені значення амплітуд A_6 , A_0 і фаз Φ_6 , Φ_0 пробних складових в вихідних сигналах основного режекторного фільтра y_1 і об'єкта управління y . Визначення заданого фазового зсуву здійснюється за допомогою блоку фазового автопідстроювання частоти (БФАЧ).

операцію доцільно здійснювати із застосуванням багатofункціональних логічних модулів [7].

Процес адаптації складається з двох етапів: двухчастотного, в кінці якого обчислюються необхідні настройки і коефіцієнт C ; основного, в якому процес самонастроювання відбувається вже на одній підвищеній частоті пробних коливань з одним режекторним фільтром РФО в контурі зворотного зв'язку. Якраз визначення критичної частоти і відповідної їй амплітуди коливань для блоку ОУ + РФО дозволяє працювати з потрібними параметрами налаштувань на другому етапі. Здійснюється це за допомогою поправочного коефіцієнта C , який встановлює зв'язок між необхідними за методом Циглера-Нікольса настройками на першому і другому етапах роботи системи [12].

На рис. 4.8, 4.9 представлені перехідні процеси, що розглядається системи по каналу задає і обурює впливу відповідно. Після процесу адаптації значно зменшилися коливання, максимальна динамічна помилка і час регулювання.

На рис. 4.10 представлені порівняльні динамічні характеристики створеного адаптивного регулятора з налаштуванням за методом Циглера-Нікольса (крива 1), традиційний ПД-регулятор, що настроюється вручну на кожному етапі роботи адаптивного регулятора (крива 2), традиційний ПД-регулятор з фіксованою настройкою по методу РАФЧХ на початкове значення постійної часу об'єкта управління (крива 3).

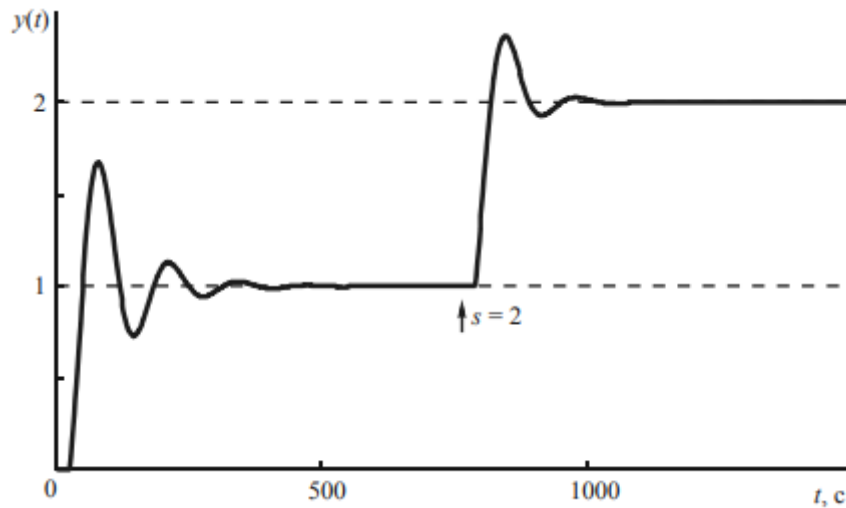


Рис. 4.8. Перехідний процес в адаптивній системі автоматичного регулювання по каналу заданого впливу

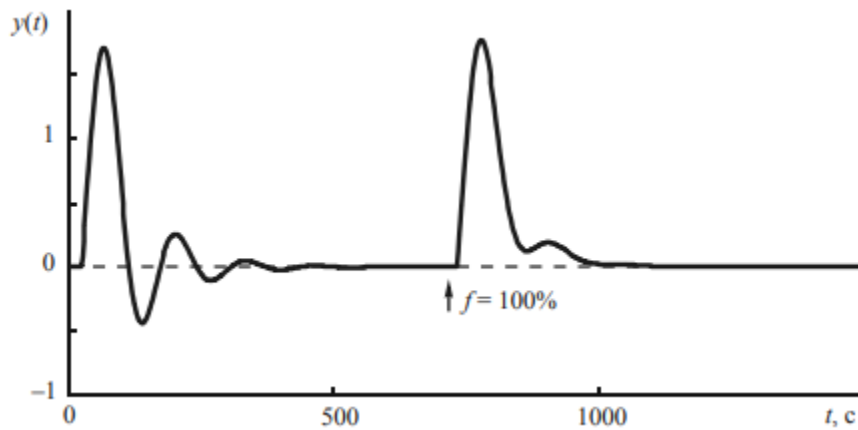


Рис. 4.9. Перехідний процес в адаптивній системі автоматичного регулювання по каналу збурення, що йде з боку регулюючого органу

Для функціонування системи досить в розроблений адаптивний ПІД-регулятор ввести настройки, що забезпечують стійкість замкнутої системи, тому скористаємося знайденими в попередньому параграфі параметрами налаштування ПІ-регулятора і приймемо коефіцієнт передачі $k_p = 0,47$, постійну часу подвоєння $T_y = 52,6$ с і постійну часу передування $T_{пр} = 0$.

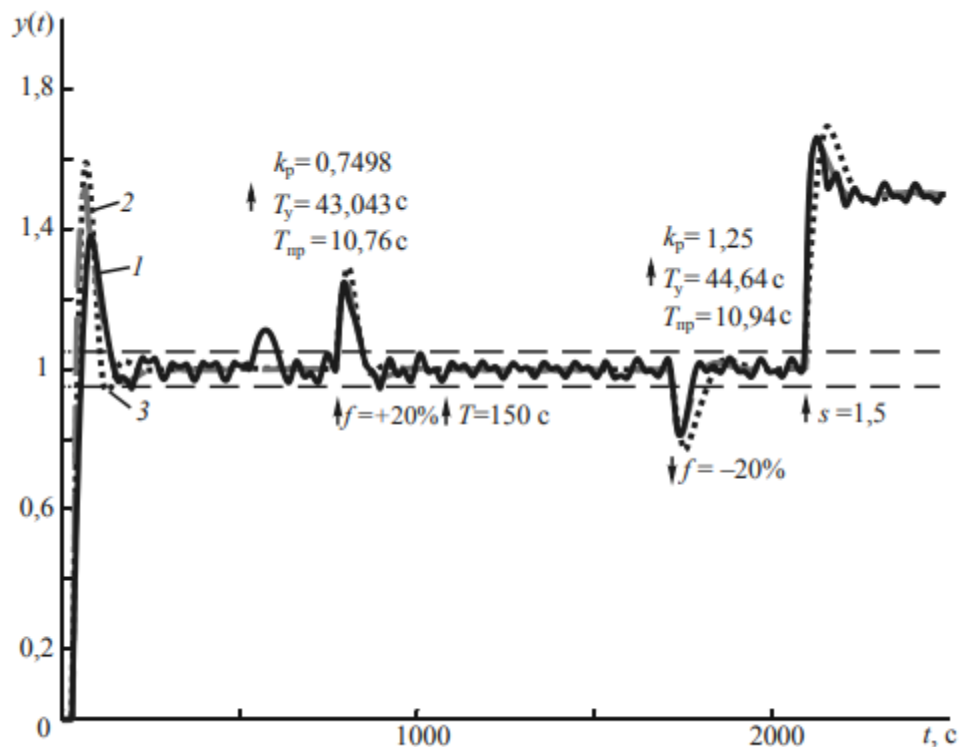


Рис. 4.10. Динамічні характеристики: 1 - адаптивний ПІД-регулятор; 2 - класичний ПІД-регулятор, що настроюється вручну на кожному етапі роботи адаптивного регулятора; 3 - ПІД-регулятор, налаштований на початкове значення постійної часу об'єкта

Тоді передавальна функція регулятора на початковий момент регулювання набуде вигляду

$$W_{рег}(p) = k_p \left(1 + \frac{1}{T_{y,p}} + T_{pr} p \right) = 0,47 + \frac{0,47}{52,6p}.$$

Параметричний синтез ПІД-регулятора за методом РАФЧХ для об'єкта, що описується функцією передачі (4.4) при заданих $\psi = 0,95$ і другому інтегральному критерію якості, дав наступні результати: $k_p = 0,727$; $T_y = 51,929$ с; $T_{pr} = 5,77$ с. Синтез методом Ціглера-Нікольса дозволив визначити значення: $k_p = 0,72$; $T_y = 42,35$ с; $T_{pr} = 5,57$ с.

Інтегральні критерії якості по обом методам приймають майже однакові значення:

$$I_2^{\text{РАФЧХ}} = \int_0^\infty |\varepsilon(t)| dt = 59,59 ; \quad I_2^{\text{Ц-Н}} = \int_0^\infty |\varepsilon(t)| dt = 62,43; \quad (4.7)$$

$$I_3^{\text{РАФЧХ}} = \int_0^\infty \varepsilon(t)^2 dt = 41 \quad I_3^{\text{Ц-Н}} = \int_0^\infty \varepsilon(t)^2 dt = 39,71 . \quad (4.8)$$

Встановлено, що перехідний процес даної системи автоматичного регулювання з регулятором, розрахованим за методом Циглера-Нікольса, володіє близькими до мінімуму інтегральними оцінками якості (5.7), (5.8), проте в тимчасовій області перехідний процес має менше перерегулювання і меншу максимальну динамічну помилку в порівнянні з процесами, налаштованими по аналітичному методу РАФЧХ, що, безсумнівно, краще для технологічних процесів.

Адаптивний ПД-регулятор з автоматичним підстроюванням коефіцієнтів має близькі динамічні характеристики з ПД-регулятором, налаштованим вручну, на кожному етапі адаптації, по методу Циглера-Нікольса, і помітний вииграш в якості регулювання в порівнянні з ПД-регулятором, що мають фіксовану настройку при параметричному збурення.

У табл. 4.1 наведені чисельні значення параметрів настройки регуляторів, а в табл. 4.2 - показників якості перехідних процесів. Як видно, розроблений адаптивний регулятор характеризується досить високою швидкістю корекції параметрів при збереженні налаштувань в околиці їхні розрахункових значень за методом Ціглера-Нікольса.

Таблиця 4.1. Параметри настройки ПІД-регулятора, отримані автоматично і аналітичним способом

Постій на часу T , с	Значення параметрів настройки адаптивного ПІД-регулятора			Значення параметрів настройки ПІД-регулятора, розрахованих вручну на кожному етапі адаптації		
	k_p	T_y , с	$T_{пр}$, с	k_p	T_y , с	$T_{пр}$, с
97,7	0,7498	43,043	10,76	0,72	42,4	10,76
150	1,2521	44,461	10,94	1,07	44,58	11,05
50	0,4153	40,181 6	6,02	0,4027	40,116	6,046

Таблиця 4.2. Оцінки показників якості перехідного процесу системи автоматичного регулювання з ПІД-регуляторами, налаштованими різними способами

Показники якості перехідного процесу	Адаптивний ПІД-регулятор			ПІД-регулятор з налаштуванням на кожному етапі адаптації			ПІД-регулятор з фіксованим налаштуванням		
	Т, с								
	50	97,7	150	50	97,7	150	50	97,7	150
ψ	0,94	0,99	0,99	0,95	0,99	0,98	0,06	0,95	0,99
σ, %	56,3	53,9	68,9	53,1	51,7	55,3	115	59,2	45
A _{max}	0,56	0,54	0,69	0,53	0,51	0,55	1,15	0,59	0,45
T _p , с	128	134	133	127	135	138	4·10 ³	135	221

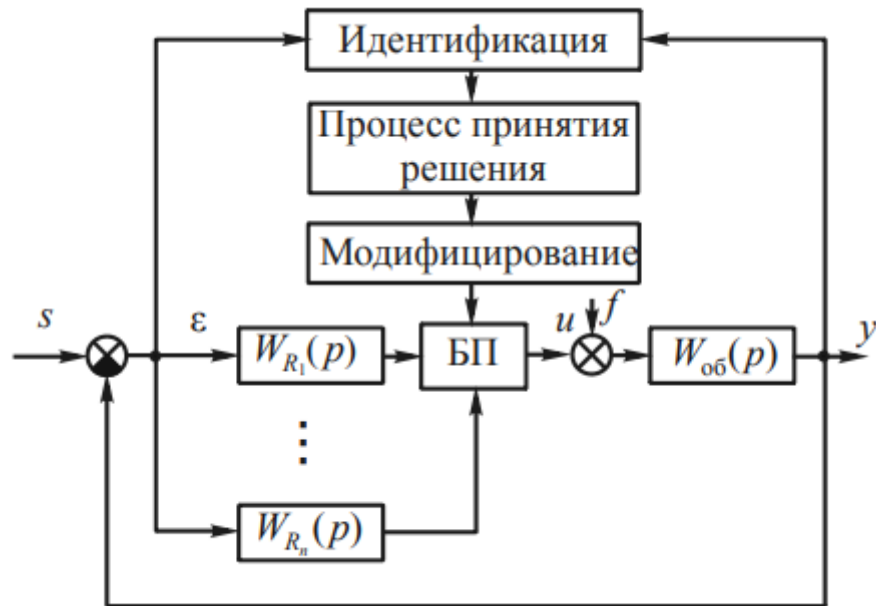
Таким чином, розроблений контролер може широко використовуватися при автоматизації багатьох технологічних процесів, і перш за все, як теплоенергетичний (регулювання рівня води в барабані котлоагрегату), металургійний (регулювання температури і швидкості гарячого дуття доменної печі), хімічний (регулювання температури робочого тіла на виході печі піролізу) та ін. До недоліків регулятора слід віднести можливість адаптації тільки в сталому стані системи і роботи алгоритму тільки спільно з об'єктами, що володіють зміною фазового зсуву понад -180° . Проведені дослідження говорять про перспективне використання регулятора при управлінні нестационарними технологічними об'єктами.

4.4. Системи автоматичного керування реактором з структурною адаптацією

Принцип дії таких систем пов'язаний зі зміною структури регулятора і відповідно закону адаптації [21]. При цьому зміна тієї чи іншої структури може бути зведене до зміни відповідних параметрів. Так, структура ПІД-регулятора з передавальної функцією виду

$$W_p(p) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_{y,p}} + T_{np} p \right) \quad (4.9)$$

в залежності від вибору параметрів може бути модифікована в структуру ПІ ($T_{np} = 0$ с) і навіть П-регулятора ($T_y \rightarrow \infty$ з, $T_{np} = 0$ с). Інший спосіб реалізації – використання перебудованих структур. Принцип побудови системи зі структурною адаптацією показаний на Рис. 4.11. Він полягає у виборі R_i - регулятора з наявних в залежності від стану процесу. При цьому проблема ідентифікації зводиться до класифікації, що полягає у встановленні співвідношення між характеристиками вхідного і вихідного сигналів основної системи і структурою регулятора.



Наведемо приклад динаміки роботи такої системи. Нехай система складається з об'єкта регулювання, що описується функцією передачі виду (4.4), і ПІ-регулятора з передавальною функцією

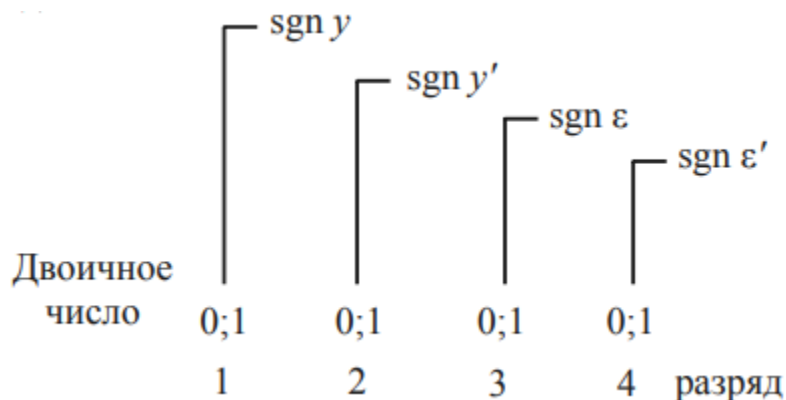
$$W_p(p) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_{ип}} p \right) = \beta_0 + \frac{\beta_1}{p}, \quad (4.10)$$

де параметри β_1, β_0 мають по чотири значення.

Для вибору різних комбінацій цих значень застосовується наступне двійкове кодування знаків сигналів $y, y', \varepsilon, \varepsilon'$:

$$\text{sgn } y \begin{cases} > 0 \cong 1, \\ < 0 \cong 0, \end{cases} \quad \text{sgn } y' \begin{cases} > 0 \cong 1, \\ < 0 \cong 0, \end{cases} \quad \text{sgn } \varepsilon \begin{cases} > 0 \cong 1, \\ < 0 \cong 0, \end{cases} \quad \text{sgn } \varepsilon' \begin{cases} > 0 \cong 1, \\ < 0 \cong 0, \end{cases} \quad (4.11)$$

В результаті стан системи може бути описано наступним чотирьохрозрядним числом:



За допомогою цього числа можливо описати $2^4 = 16$ комбінацій параметрів $[\beta_{1i}, \beta_{0i}]$. Структурна схема системи автоматичного регулювання, реалізує описаний принцип, наведена на рис. 4.12. На рис. 4.13 представлений процес вибору параметрів настроювання регулятором в період його функціонування. У момент часу $t = 250\text{с}$ на об'єкт діє параметричне збурення, в результаті якого постійна часу $T = 150\text{с}$.

Динаміка зміни перехідного процесу при зміні постійної часу об'єкта управління системи автоматичного регулювання, функціонуючої спільно з регулятором зі структурною адаптацією, представлена на рис. 4.14, а оцінка показників якості - в табл. 4.3.

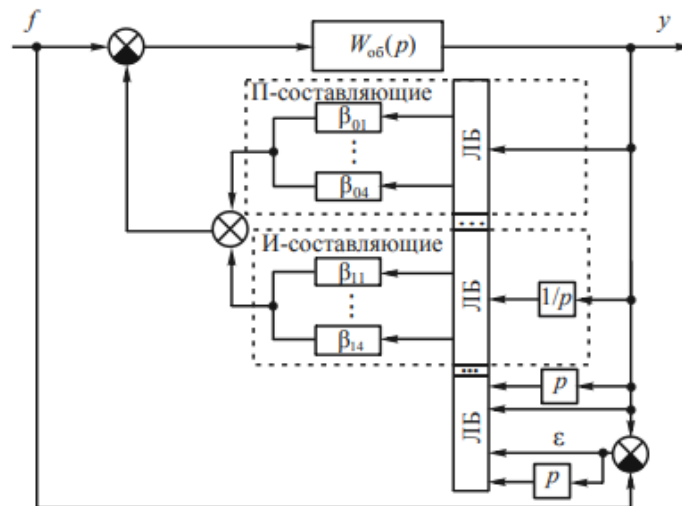


Рис. 4.12. Структурна схема АСР зі структурною адаптацією ПІ-регулятора:

ЛБ - логічний блок

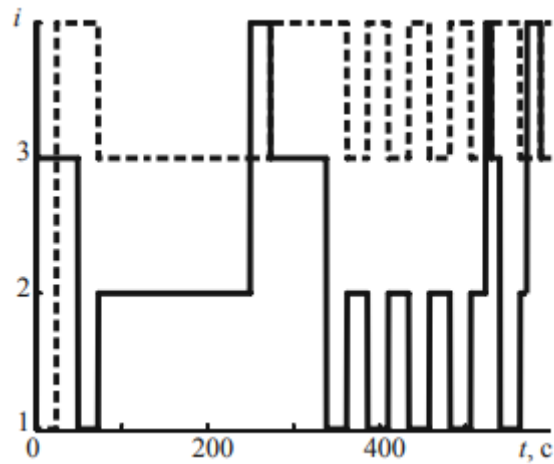


Рис. 4.13. Процес автоматичного вибору параметрів настроювання регулятора: суцільна лінія - β_{0i} ; пунктирна - β_{1i}

При порівнянні табл. 4.2 і 4.3 встановлено, що регулятор зі структурною адаптацією дозволяє отримати кращі показники якості перехідного процесу, ніж класичні регулятори. На перший погляд, регулятор має більш низькі показники якості, ніж регулятор з параметричною адаптацією за методом Циглера-Нікольса, однак, як уже згадувалося в розділі 4.2, останній здатний підлаштовувати свої параметри тільки в сталому стані системи, а регулятор зі структурною адаптацією пристосовується до об'єкта безпосередньо при протіканні перехідного процесу системи автоматичного регулювання.

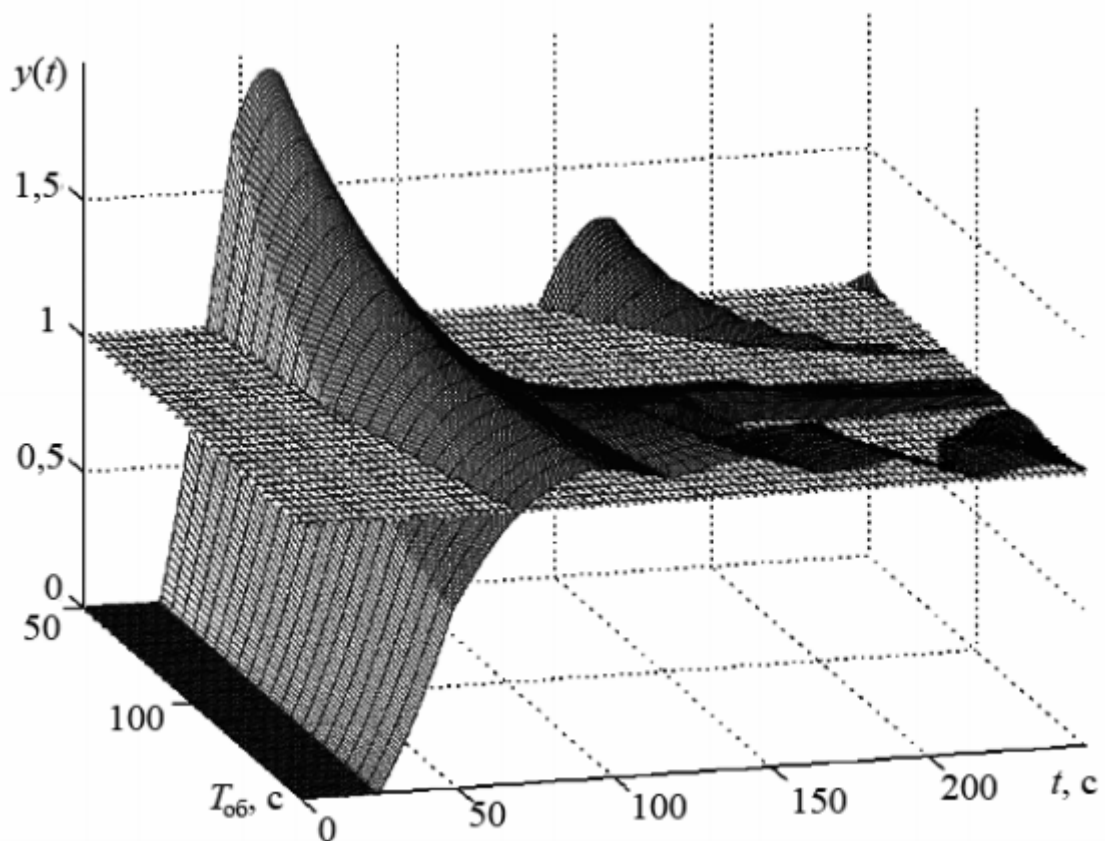


Рис. 4.14. Динаміка зміни перехідного процесу в даній системі автоматичного регулювання при зміні постійної часу об'єкта

Таким чином, розроблений регулятор дозволяє розширити область поліпшених показників якості системи автоматичного регулювання при дії параметричних збурень. Дослідження показали, що системи зі структурною адаптацією можуть застосовуватися для об'єктів, динамічні характеристики яких зазнають суттєвих зміни за короткий час, виходячи з чого отримують істотні перевага в порівнянні з системами автоматичного регулювання з параметричною адаптацією, однак за рахунок шкоди узагальненим якісними показниками.

Таблиця 4.3 Оцінки показників якості АСР з регулятором зі структурною адаптацією при дії параметричних збурень

Показники якості	Постійна часу об'єкта T , з		
	50	97,7	150

ψ	0,67	0,99	0,9
A_{\max}	0,93	0,33	0,14
$\sigma, \%$	93,26	33,3	14,9
t_p, c	260	115	205

Від систем зі структурною адаптацією слід відрізняти системи регулювання з перебудованою структурою, про які йтиметься далі. Специфіка останніх полягає в орієнтації тільки на поліпшення динаміки регулювання. Однак слід зазначити, що в деяких випадках принципи побудови систем зі структурною адаптацією і перебудованою структурою збігаються.

4.5. Системи автоматичного регулювання з перебудованою структурою

У загальному випадку закон управління для систем з перебудовується структурою (СПС) виглядає наступним чином:

$$u = \Psi \cdot \varepsilon, \quad (4.12)$$

де ε - сигнал помилки регулювання; Ψ - логічний закон, приймає певне значення в залежності від типу об'єкта управління та його поточного стану.

Пристрій управління, що реалізує (4.12), можна уявити в вигляді заданого класу динамічних коригувальних ланок A_i ($i = 1, 2, \dots$), логічного пристрою M і допоміжних блоків формування вхідних аргументів X і налаштування структури Z . Останні блоки служать для формування логічних змінних, що залежать від стану системи в фазовому просторі та налаштування логічного пристрою M на необхідний логічний закон управління (Рис. 4.15).

У системах зі змінною структурою необхідні динамічні властивості замкнутої системи забезпечуються належним вибором поверхні перемикання, від якої задається при синтезі [14]. В нашому випадку поверхня перемикання реалізується квазіізотропним середовищем, побудованим на основі МЛМ двох типів [19, 20].

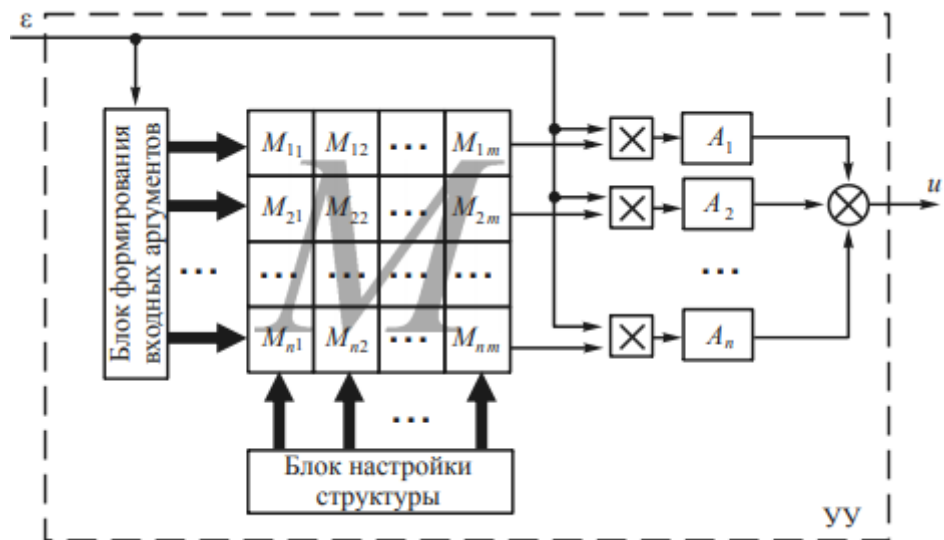


Рис. 4.15. Структурна схема пристрою управління

Квазіізотропне середовище являє собою три грані просторової шести направленої структури (рис. 4.16) [11]. Центральна (Перша) грань є лінійною структурою з L- і V-осередків з режимними бічними входами (y_i , $i = 1, 2, 3$) і поданими аргументами X_j ($1, 2, \dots, j = n$, $n = 6$ - число аргументів) системи, що описують логічний закон управління, на функціональні входи x осередків. Друга і третя грані представляють собою також лінійні структури з V- комірок з режимними входами. На функціональні входи x подані проміжні значення після сусідніх осередків центральної межі першого і другого каналів відповідно для другої і третьої граней.

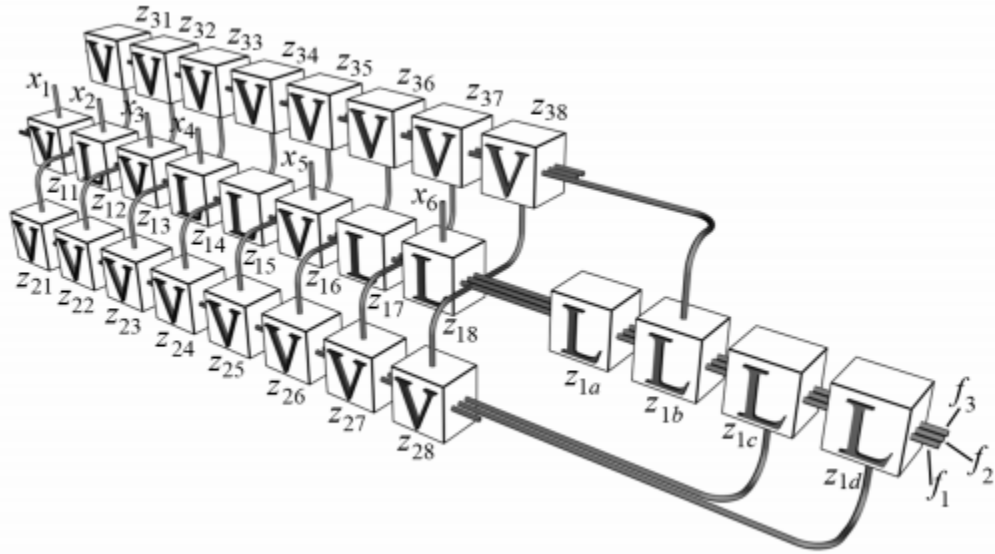


Рис. 4.16. Квазіізотропне середовище

Для різних типів технологічних об'єктів необхідно використовувати різні закони управління. Так, наприклад, для об'єктів з постійними параметрами, в разі використання системи зі змінною структурою, закон управління описується виразом

$$\Psi = \begin{cases} \alpha & \text{при } \varepsilon s_1 > 0, \\ \beta & \text{при } \varepsilon s_1 < 0, \end{cases} \quad (4.13)$$

а для об'єкта з постійними параметрами, що володіє транспортним запізненням, має вигляд [5]:

$$\Psi = \begin{cases} \alpha & \text{при } \varepsilon s_1 > 0, \\ \beta & \text{при } s_2 s_1 < 0, \\ 0 & \text{при } \varepsilon s_2 < 0. \end{cases} \quad (4.14)$$

Тут α і β - коефіцієнти передачі першої і другої лінійних структур відповідно ($A_1 = \alpha$, $A_1 = \beta$); $s_i = \text{sgn}(\varepsilon + c_i \varepsilon)$, $i = 1, 2$, - інформація про знак лінійної комбінації помилки і її похідної, що характеризує стан системи в фазовому просторі щодо прямих переключень; c_i - коефіцієнт нахилу прямих. Як видно, для функціонування системи не потрібно точного значення похідної від сигналу помилки, а досить лише інформації про знак її лінійної комбінації з величиною помилки, яку можна отримати порівняно простими технічними засобами.

У булевій формі стратегію вибору динамічного закону управління для об'єктів без транспортного запізнювання можна уявити наступним чином:

$$\begin{cases} f_1 = X_1, \\ f_2 = X_2, \\ f_3 = 0, \end{cases} \quad (4.15)$$

а для об'єктів з запаздыванием – в виде

$$\begin{cases} f_1 = (X_1 \vee X_4)X_2X_3, \\ f_2 = X_1X_3X_5, \\ f_3 = X_1X_6(X_2 \vee X_5), \end{cases} \quad (4.16)$$

де X_j ($j = 1, 2, \dots, 6$) - логічні аргументи, що відображають поведінку розглянутої системи в фазовому просторі, що виробляються блоком формування вхідних аргументів (див. рис. 4.15).

Система булевих формул (4.15) або (4.16) формується логічним пристроєм М (рис. 4.15), для цього кожен вхід Z ij -ї комірки квазіізотропного середовища (див. рис. 4.16) налаштували відповідно до табл. 4.4 або 4.5 відповідно.

Таблица 4.4 Настроювальні коди квазіізотропного середовища для реалізації алгоритму управління об'єктом без транспортного запізнювання

i	j											
	1	2	3	4	5	6	7	8	a	b	c	d
1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	011	01	10	10	10	110	10	10	10	10	10	10
2	0	1	0	0	0	0	0	0	-	-	-	-
	101	111	110	110	110	110	110	110				
3	0	1	0	0	0	0	0	0	-	-	-	-
	101	111	110	110	110	110	110	110				

Таблиця 4.5 Настроювальні коди квазіізотропного середовища для реалізації алгоритму управління об'єктом з транспортним запізненням

<i>i</i>	<i>j</i>											
	1	2	3	4	5	6	7	8	a	b	c	d
1	1001	111	0101	010	100	1001	000	110	000	010	000	010
2	0101	0110	0110	0110	0110	0100	0110	0101	-	-	-	-
3	0110	1001	0110	0110	0110	0110	0110	0110	-	-	-	-

Отже, два закони управління можна реалізувати в одному обчислювальному середовищі, використовуючи в якості її елементарних вузлових елементів МЛМ. Кількість реалізованих алгоритмів представленого квазіізотропного середовища не обмежується тільки двома, які ми використовуємо. Воно залежить від числа фіксованих структур, що реалізуються логічним пристроєм М, яке, в свою чергу, залежить від узагальненого настроєного коду логічного пристрою і становить 2^r структур, де r - розрядність коду. Ми можемо підрахувати (по табл. 4.4 або 4.5), що $r = 103$. Крім того, при різних фіксованих структурах, а значить, і різних настроювальних кодах пристрою М воно може реалізовувати одні і ті ж алгоритми, тому їх число $m \leq 2^r$.

Наведемо методику синтезу логічного пристрою М на вже розроблених або тих, що розробляються МЛМ [17].

1. Записуємо алгоритми управління, що задовольняють вимогам, що пред'являються до системи.
2. Вибрані алгоритми представляємо в булевій формі.
3. Вибираємо один алгоритм, отриманий в п. 2, що покриває більший клас булевих формул.

4. Вибираємо множину МЛМ, на якій будемо реалізовувати алгоритм (ця множина може бути і одиничною - випадок ізотропного середовища), і вид комбінаційних зв'язків між сусідніми МЛМ.

5. З набору фіксованих структур, що реалізуються обраними МЛМ, виділяємо ті, які забезпечують реалізацію відповідної булевої формули в логічному законі управління з п. 3.

6. На основі виділеної підмножини автоматних відображень обраних МЛМ синтезується ізотропне або квазіізотропне середовище, що забезпечує реалізацію логічного закону управління (тобто вивиконується процес послідовного вкладення кожного аргументу логічного закону в квазіізотропне середовище). Результатом є синтезоване квазіізотропне середовище та коди настройки кожного МЛМ середовища на реалізацію логічного закону (див. п. 4; рис. 4.16 і табл. 4.5).

7. Налаштовуємо квазіізотропне середовище на реалізацію наступного алгоритму з п. 2, використовуючи її в якості «каркаса» і змінюючи автоматні відображення кожної МЛМ, шляхом подачі на нього певного коду таким чином, що аргументи реалізованого алгоритму послідовно вкладаються в квазіізотропне середовище. Результатом є код настройки квазіізотропного середовища на відповідний алгоритм (див. табл. 4.4).

8. Повторюємо п. 7 $k - 2$ раз, де k - число алгоритмів з п. 2. Таким чином, кількість входів X логічного пристрою M залежить тільки від складності реалізованого алгоритму, який задовольняє вимогам системи, тобто від кількості аргументів, що використовуються при його описі в булевій формі. Кількість же настроювальних входів Z залежить від обраного варіанту комбінаційних зв'язків між МЛМ, а значить, від форми квазіізотропного середовища, кількості МЛМ в середовищі і кількості настроювальних входів кожного МЛМ.

4.6. Синтез системи без запізнювання в контурі управління

В якості ілюстрації описаного підходу розглянемо об'єкт з передавальною функцією

$$W_{об}(p) = \frac{k}{Tp+1} = \frac{6}{97,7p+1}. \quad (4.17)$$

Забезпечимо в системі перехідний процес із заданою якістю (час регулювання $t_p \leq 15$ с, перерегулювання $\sigma \leq 20\%$). Оскільки об'єкт регулювання і лінійні структури регулятора є статичними ланками, то при кінцевих коефіцієнтах останнього в замкнутій системі буде виникати статична помилка. Для доведення її до нуля додамо системі властивість астатизма, ввівши в контур управління інтегруючу ланка з передавальною функцією виду і

$$W_u(p) = \frac{1}{T_{\text{и}}p}.$$

Передавальна функція наведеного об'єкта в такому випадку приймає вид

$$W_{об}^*(p) = \frac{k}{T_{\text{и}}Tp^2 + T_{\text{и}}p}.$$

З [28] відомо, що для організації змінного режиму в системі другого порядку з регулятором, що має дві лінійні структури, досить вибрати коефіцієнти передачі α і β вираження (4.13), користуючись співвідношенням виду

$$\begin{cases} \alpha > \frac{-c_1^2 + c_1 \cdot a_2 - a_1}{a_1} \\ \beta < \frac{-c_1^2 + c_1 \cdot a_2 - a_1}{a_1} \end{cases}$$

де $a_1 = k/(T_{\text{и}}T)$; $a_2 = 1/T$.

З вищенаведеного знаходимо, що $\beta < -1,62 < \alpha$ (при $T_{\text{и}} = 1$ і $c_1 = 0,2$). Фазові портрети лінійних структур при α і β представлені на рис. 3.17, а для початкових умов $x_1^0 \in [-1; 0,5; \dots; 1]$, $x_2^0 \in [-1; 0,5; \dots; 1]$. Як видно, фазові траєкторії в області прямої перемикавання (IV чверть) спрямовані в різні боки, що дозволяє організувати ковзний режим.

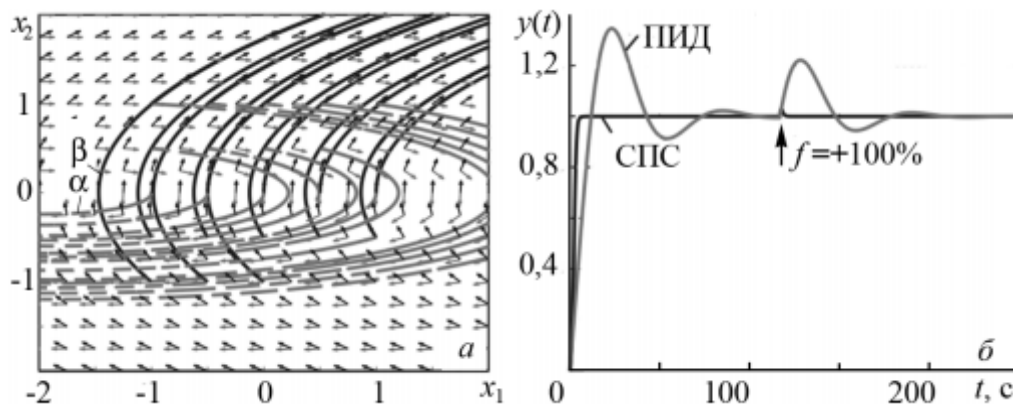


Рис. 4.17. Результати моделювання: а - фазові портрети і поля напрямків для лінійних структур; б - динамічні характеристики автоматичної системи регулювання з різними типами регуляторів

На рис. 4.17, б наведені порівняльні перехідні характеристики для системи з ПІД- і СПС-регулятором, з яких видно, що останній значно краще справляється з двома основними завданнями системи автоматичного регулювання - програмним управлінням і стабілізацією технологічного параметра (в даному випадку при координатному збурення f), в порівнянні з традиційними системами. При дії параметричних збурень на об'єкт регулювання, в результаті яких відбувається зміна постійної часу об'єкта, СПС-регулятор дозволяє істотно розширити поліпшені показники якості перехідного процесу (рис. 4.18, а). кількісні оцінки показників якості перехідного процесу для постійної часу $T \in \{50; 97,7; 150\}$ з приведені в табл. 4.6.

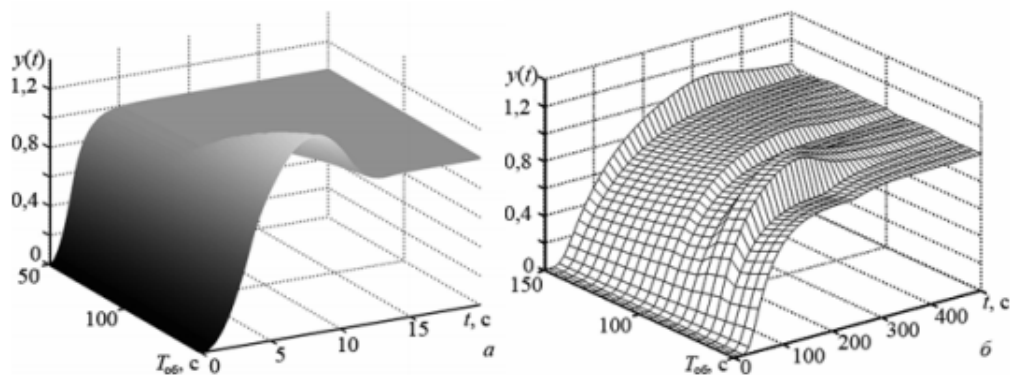


Рис. 4.18. Динаміка зміни перехідного процесу в системі при дії параметричного збурення: а - для об'єкта без запізнення; б - для об'єкта, володіє транспортним запізненням

Таблиця 4 .6 Оцінки показників якості перехідного процесу в АСР з СПС- і ПІД-регуляторами

Показники якості	Тип регулятора					
	СПС			ПІД		
	Т, с					
	50	97,7	150	50	97,7	150
ψ	1	1	0,999	0,98	0,96	0,9
σ, %	0	0	30	24	30	35
A _{max}	0	0	0,3	0,24	0,3	0,35
t _p , с	3,8	4,2	11,2	38	70	86

Таким чином, застосування принципів перенастройки структур дозволяє вирішити задачу високоякісного управління без введення похідної в канал управління і наділити систему автоматичного управління властивістю інваріантності до збурюючих впливів. Дані типи регуляторів можуть широко застосовуватися спільно з різними типами об'єктів, зокрема для управління електродвигунами, електронасосами і т.п.

4.7. Синтез системи з запізненням в контурі управління

При побудові систем автоматичного регулювання технологічними процесами вельми часто виявляється, що контур управління має чисте запізнення. У багатьох випадках динамічні системи високих порядків з достатнім ступенем точності аппроксимируються системою першого або другого порядку з запізненням [5, 6].

Як приклад розглянемо об'єкт регулювання з передавальною функцією

$$W_{об}(p) = \frac{k \exp(-\tau p)}{Tp+1} = \frac{6 \exp(-23,4p)}{97,7p+1}.$$

Забезпечимо перехідний процес в системі тривалістю, близькою величиною $t_p = 150\text{с}$, і $\sigma \leq 15\%$ за рахунок поєднання кінцевого числа структур, відмінних один від одного лише рівнем впливу по координаті помилки. Як і в попередньому прикладі, додамо всій системі властивість астатизма, тоді для наведеного об'єкта керувальний вплив u необхідно виробляти з урахуванням системи (3.14). Знайдемо параметр $\alpha = 0,0074$ з рівняння гармонійного балансу, тоді величину $\beta = 0,0006$ - виберемо з умови, що система в момент перемикання на другу лінійну структуру повинна бути охоплена позитивним зворотнім зв'язком і її фазова траєкторія спрямована в напрямку, протилежному руху траєкторії першої лінійної структури (при коефіцієнті α). Система автоматичного регулювання повинна за час протікання перехідного процесу тричі змінити структуру: спочатку об'єкт повинен бути охоплений негативним зворотним зв'язком, потім на інтервалі тривалістю $(t_p - \tau) - t_l$, причому $t_l < (t_p - \tau)$, - позитивним зворотнім зв'язком, і, нарешті, з моменту $t_p - \tau$ система стає розімкнутою. Чим величина t_l ближче до $t_p - \tau$, тим менше перехідний процес буде відрізнятися від першої напівхвилі перехідного процесу системи з лінійною структурою при коефіцієнті α [5].

Для побудови системи з перебудованою структурою, в якій реалізується описаний перехідний процес, необхідно знайти закон зміни структури в функції

координат системи. При довільному постійному впливові будуюмо перехідний процес, вибравши моменти перемикавання t_1 і $t_p - \tau$.

В силу того що кожна з розглянутих структур є лінійною, для будь-якого постійного впливу відношення $(d\varepsilon / dt) / \varepsilon$ для різних процесів в моменти перемикавання буде незмінним. Отже, коефіцієнти нахилу прямих перемикань (при $t_1 = 120\text{с}$) знаходяться з графіків помилки регулювання і її похідної за формулами

$$c_1 = -\frac{d\varepsilon(t_1)/dt}{\varepsilon(t_1)} = 0,0028, \quad c_2 = -\frac{d\varepsilon(t_p-\tau)/dt}{\varepsilon(t_p-\tau)} = 0,017.$$

При цьому квазіізотропне середовище налаштуємо відповідно до табл.3.5.

В результаті СПС-регулятор, функціонуючи спільно з об'єктами, володіють транспортним запізненням, дозволяє домогти перехідних процесів (див. рис. 3.18, б) практично без перерегулювання з швидкодією, близьким до систем, які функціонують спільно з ПД-регулятором. Кількісні оцінки показників якості перехідного процесу замкнутої системи автоматичного регулювання з СПС-регулятором, при різних постійних часу об'єкта управління, наведені в табл. 3.7

Таблиця 4.7 Оцінки показників якості АСР з СПС-регулятором

Показники якості	Стала часу об'єкта Т, с		
	50	97,7	150
ψ	1	1	1
A_{\max}	0	0,023	0,04
$\sigma, \%$	0	2,3	4
$T_p, \text{с}$	120	152	237

Таким чином, використовуючи одну і ту ж квазіоднорідну структуру регулятора, можна домогтися підвищення якості управління для об'єктів як з транспортним запізненням, так і без нього шляхом подачі певного настроювального коду на кожну клітинку середовища, змінюючи тим самим внутрішню структуру і закон функціонування регулятора. Розроблений регулятор

може застосовуватися на різноманітних технологічних об'єктах управління, наприклад для управління температурою в реакторі окислення.

5. СТВОРЕННЯ СТАРТАП-ПРОЕКТУ

5.1 Ідея створення стартап-проекту

Основна ідея проекту – створення системи автоматичного керування реактором з структурною адаптацією.

Планується розробити систему автоматичного керування реактором з структурною адаптацією для покращення якості регулювання за рахунок пришвидшення перехідного процесу. При розробці пропонується використовувати процес виробництва азотної кислоти.

Кислота використовується як поліпшувач забарвлення і консервант у харчовій промисловості у виробках з м'яса і риби; як харчова добавка KNO_2 використовується аналогічно іншим нітратам і солям. Крім харчової промисловості нітрит калію застосовують в хімічному виробництві азо - барвників. Крім того E249 є важливим з'єднанням для аналітичної хімії. Нітрит калію допомагає розпізнавати аміни. Харчовий консервант E249 застосовують так само у фотографії, оскільки речовина є відмінним сенсibilізатором. На сучасному етапі обсяги продукції, виробленої харчовою промисловістю, зокрема риби, м'яса та консервів щорічно збільшуються.

Окрім цього, в подальшому систему автоматичного керування реактором з структурною адаптацією можна буде адаптувати і застосовувати і на оновлених установках випарювання, з оновленими математичними моделями.

Основною цільовою аудиторією для наших систем керування є державні та приватні підприємства харчової промисловості, науково-дослідні інститути та лабораторії.

Конкуренти

Підприємства та компанії по створенню автоматизованих систем керування, проектні інститути, підприємства по створенню нових установок.

Найбільші та найбільш конкурентоспроможні: ООО «Котрис», «КСК Автоматизація», «Техінсервіс», «Спецмонтажсервіс».

Основна конкурентна перевага

У системі автоматичного керування реактором з структурною адаптацією вимірюються вхідні та вихідні сигнали об'єкта, але, на відміну від інших систем, забезпечується стійкість системи.

У випадку з структурною адаптацією – регуляторами, не є необхідним мати високоточну математичну модель (як у випадку з ЛКГ - регуляторами), для того щоб синтезувати оптимальне керування.

Скільки потрібно грошей?

Для створення системи керування з структурною адаптацією необхідно:

1. Персональний комп'ютер з орієнтованою вартістю 15 тис. грн.
2. Оренда приміщення – приблизно 10 тис. грн. / міс.
3. Пристрої та прилади з'єдань та підключень – 3 тис. грн.
4. Інтернет – 400 грн. / міс.
5. Комунальні послуги – орієнтовно 4000 грн. / міс.

Також бажано врахувати організаційні витрати, витрати на документацію та випробування – приблизно 5 тис. грн.

Не можна виключати також витрати на надзвичайні випадки – близько 3 тис. грн.

Оскільки на початку запуску проекту його реалізація планується за рахунок ідейних активістів проекту, то витрати на заробітну плату є

опціональними. Врахуємо витрати на ЗП – 20 тис грн. в місяць. Оскільки проект має окупити себе за 2-3 місяці то загальна витрата на ЗП складе 60 тис. грн.

Тоді, сумарна вартість запуску проекту складе приблизно 130 тис. грн.

Де шукати гроші?

В першу чергу наша компанія розраховує на державну підтримку, оскільки виробництво мінеральних добрив напряму пов'язано з підвищенням продуктивності сільського господарства, яке закладено у Стратегію сталого розвитку України на період до 2030 року.

Але, для підвищення вірогідності запуску проекту (отримання грошей на нього) необхідно мати декілька варіантів отримання грошей, що в подальшому можна взаємозамінювати або комбінувати. Наш проект розглядає наступні альтернативні шляхи отримання фінансування:

1. Кредитування. Сьогодні отримати кредит на стартап досить таки складно навіть при наявності майна для застави, поручителя і грамотно прорахованого бізнес-плану, адже банкіри найчастіше віддають перевагу співробітництву з працюючим бізнесом. Правда, шанс є, але треба подавати кредитні заявки відразу в кілька банків.

2. Краудфандінг («crowd funding», народне фінансування). Являє собою механізм фінансування стартапів «широкими масами». Збір коштів на оригінальну бізнес-ідею можна проводити на різних засадах: наприклад, пожертвування (без фінансової вигоди для спонсорів) або так званий «краудінвестинг» (ті інвестори, хто вклав гроші, отримують фінансову винагороду). Існують спеціальні web-спільноти, що забезпечують функціонування краудфандінга.

3. Бізнес-ангели. Це приватні інвестори, які вкладають свої власні кошти в основному в інноваційні стартапи. Крім безпосередньо грошей, вони також зможуть інвестувати в проекти свої зв'язки, досвід, технології в обмін на частку в бізнес-проекті.

4. Венчурне підприємство (англ. Venture company) - підприємство малого бізнесу, що займається дослідно-конструкторськими розробками або іншими наукомісткими роботами, завдяки яким здійснюються ризиковані проекти. Венчур буває зовнішнім і внутрішнім. Внутрішній венчур можна організувати своїми силами і венчурним підприємцем. Зовнішній венчур займається залученням коштів для здійснення ризикових проектів через пенсійні фонди, кошти страхових компаній, накопичення населення, кошти держави та інших інвесторів. На даний момент ми розглядаємо саме зовнішній венчур.

Треба зауважити, що наша компанія готова співпрацювати з різними партнерами і використовувати комбіноване інвестування.

Команда

Наша команда – група інженерів-ентузіастів. Всі задачі ми вирішуємо командно, підтримуючи та доповнюючи досвід та знання один одного.

Аналіз маркетингового середовища

Товаром в нашому проекті є системи керування з структурною адаптацією. Також в якості товару можна розглядати послуги по їх обслуговуванню.

5.2 Аналіз внутрішнього середовища

Загальна інформація про компанію:

Історія розвитку підприємства

Метою діяльності нашої команди є створення дійсно якісного продукту, що стане невід'ємною частиною виробництва і збільшить його якість, енерго- та

ресурсоефективність. Саме тому уся наша діяльність спрямована на дослідницькі заходи покращення та уточнення розробки для подальшого її впровадження на реальні підприємства.

Асортимент товарів та послуг

На даному етапі товаром, що ми пропонуємо, є системи системи керування з структурною адаптацією. Також ми пропонуємо послуги по впровадженню, обслуговуванню та супроводу цих систем. В подальшому, наша команда готова запропонувати послуги по навчанню персоналу компаній-клієнтів, що будуть працювати з обладнанням наших систем.

Корпоративні стандарти

Краще зробити щось одне, але добре.

Люди і взаємодія важніше процесів та інструментів.

Ззовні можна отримати більше інформації.

Гарно працюючий продукт важливіший за вичерпну документацію.

Готовність до змін важливіша за дотримання вихідного плану.

Якщо ти можеш зробити більше, ніж від тебе очікували – ти правий.

Якщо ти можеш спростити роботу (колегам або клієнту) – ти правий.

Всі проблеми вирішити неможливо, але будь-яку з них можна перетворити в задачу – джерело нових ідей.

Ресурси і обмеження

Найвагоміші ресурси нашої фірми – інтелектуальні, такі як знання, навички та виробничий досвід нашої команди та помічників і розроблені нами і нашими колегами патенти, бази даних, програмне забезпечення для реалізації поставлених цілей. А також інформаційні у вигляді наукових розробок попередніх дослідників та наших колег. В подальшому ми плануємо залучати фінансові ресурси у вигляді інвестицій з різних боків, технологічні у вигляді вже готових компонентів та елементів для наших систем. Основними обмеженнями є

молодість та поки невідоме ім'я нашої фірми для пошуку необхідних ресурсів, яких не вистачає. Також певна консервативність суспільства, через яку підприємства обирають менш ефективну але перевірену роками продукцію. Також важливим є обмеженість фінансових ресурсів на початку розробок.

5.3 Короткий опис товару, якому присвячено аналіз маркетингового середовища.

Три рівні товару, його особливості

Товар за задумом: робасні системи керування для забезпечення оптимального управління; зменшення витрат енергетичних, матеріальних та людських ресурсів на виробництво.

Товар у реальному виконанні: системи керування, особливістю яких є використання лінійно-квадратичного регулятора.

Товар з підкріпленням: впровадження, обслуговування та супровід систем, навчання персоналу.

Ринкова історія товару

30 років тому автоматизація передбачала закупівлю дорогих комп'ютерів і ПО, що мали власну компонентну базу, архітектуру, часто власну ОС і прикладне ПЗ. Це визначало високу вартість систем керування в той час. PCY і SCADA з власною програмно-апаратною архітектурою панували в промисловій автоматичі аж до початку 90-х рр. З початку 90 х рр. з'явилися спроби поширення PC-архітектури і на промислові контролери та системи керування. Але в той час, ціни на PC сумісні пристрої в порівнянні з ПЛК ще були досить високі, а надійність систем та програмно-апаратних комплексів на PC платформі не завжди була досить високою, і в цьому важливому сегменті ринку революція поки ще не відбулася. З подальшим розвитком технологій, переведення систем керування на PC-платформу призвело до зменшення витрат на обладнання, підвищення точності керування, тощо. Це обумовило актуальність та певну

вартість таких систем керування. В наш час системи автоматизованого управління є доволі звичним явищем для різноманітних підприємств. Тому, для виводу на цей ринок свого товару, необхідно, щоб він був принципово новим і давав суттєву перевагу для виробництва, порівняно з іншими. Але при цьому не має страждати надійність системи.

Визначення етапу життєвого циклу товару

Сучасні системи автоматизованого управління як товар в нашій країні на даний момент знаходиться на стадії зрілості. Рівень продажів стабілізувався, темпи приросту максимально сповільнюються. Досягнутий пік продажів, що забезпечує стабільний дохід за рахунок сформованої споживчої бази. Для підвищення прибутку у цій галузі необхідне збільшення інвестицій для збереження рівня продажів, необхідна жорстка цінова боротьба - зниження цін і акції. Але найголовніше - це необхідність нових досліджень і розробок для стимулювання нової стадії зростання товару.

Динаміка розвитку галузі:

Основні оператори ринку

В Україні: ВАТ «Котрис», ТОВ «КСК Автоматизація», ВАТ «Техінсервіс», ТОВ «Спецмонтажсервіс», ВАТ «Системна автоматизація»,

У Світі: Корпорація «AUTONICS» (Південна Корея), «Beckhoff» (Німеччина), Концерн «Invensys» (США), Корпорація «Emerson Process Management» (США), Корпорація «Honeywell International» (США).

Економічні та соціальні тенденції ринку

В часи переходу суспільства до інформаційного складається сприятлива обстановка до створення та розвитку інновацій на виробничому ринку, все це обумовлює зростання попиту на осучаснені засоби промислової автоматизації;

Промислове виробництво багатьох країн інтенсивно розвивається, виникає велика затребуваність нових, технічно складних засобів автоматизації,

що дозволяють вирішувати серйозні системні завдання. Це свідчить про те, що попит на все більш досконалі системи автоматичного управління буде зростати;

Зростання цін на енергоносії, на оплату найманої праці викликає необхідність економії, а, отже, і застосування максимального рівня автоматизації, тому що саме автоматизація процесів дозволяє створити режим реальної економії.

Характеристики ринку

За останні десятиліття цей ринок демонстрував скромні темпи зростання, хоча після кризи в 2009 році він пережив значні зміни. Після них ринок став більш ефективним, покращилася кадрова ситуація на ньому, сформований потенціал для підйому на наступні роки. Прогнозується, що в подальші роки продажі будуть щорічно рости на 4% і, наприклад до кінця 2018 досягнуть \$ 8,7 млрд. Динаміка збільшення попиту на САПР в регіонах залежить від місцевої економічної ситуації. У країнах, де економіка знаходиться на підйомі (наприклад, Китай, США, Індія, Росія, Японія, Індонезія, Німеччина тощо), підвищуються обсяги виробництва, а значить і краще продаються системи та софт для автоматизації проектування.

Основними споживчими сегментами на ринку промислової автоматизації є енергетика, нафтовидобувна галузь, вугільна промисловість, хімічна, нафтохімічна, харчова промисловість, галузь будівництва.

Досвід великих компаній на цьому ринку показує, що важливо мати можливість користуватися різними каналами розподілу – починаючи від прямого маркетингового каналу (без посередників), закінчуючи складними схемами, що включають окрім оптових та роздрібних посередників, також і функціональних. Але, на даному етапі, наша компанія розглядає для себе найпростішу схему каналів розподілу, оскільки на стадії первинного виробництва і впровадження

товару дуже важливим є його супровід та технічна підтримка, що не може бути забезпечене посередниками.

Конкуренція на ринку промислової автоматизації суттєва, але основними конкурентними перевагами інших підприємств є відоме ім'я та великі обсяги виробництва, а нашою – інноваційність, принципово новий підхід, та «близькість» до споживача.

5.4 Актуальність проведення аналізу маркетингового середовища підприємства.

Маркетингова діяльність як найважливіша функція в сфері підприємництва має забезпечити стійке, конкурентоздатне положення підприємства на ринку товарів і послуг з урахуванням стану внутрішнього і зовнішнього середовища. Маркетингові дослідження і його результати сприяють ефективній адаптації виробництва і його потенціалу до стану ринку і вимог кінцевого споживача. А для молоді, невідомої компанії дуже важливо зайняти своє правильне місце на ринку товарів та послуг.

Головна мета наших маркетингових досліджень - це генерування маркетингової інформації для прийняття рішень в області взаємодії суб'єктів маркетингової системи, які забезпечували б необхідні ринком кількість і якість товарних і сервісних угод при дотриманні вимоги основних факторів зовнішнього середовища і споживача.

Викладена вище загальна інформація систематизується у вигляді переліку факторів внутрішнього маркетингового середовища фірми за такими групами:

Організаційно-правові:

1. Форма власності – Партнерська приватна власність
2. Форма організації – Товариство з обмеженою відповідальністю
3. Організаційна структура – Лінійна
4. Система менеджменту.

За змістом - стратегічна - припускає обґрунтування, вибір перспективних цілей, шляхів розвитку підприємства, підвищення конкурентоспроможності, довгострокове планування, розробка цільових програм.

За об'єктом керування:

інноваційна (НТ) - організація, управління дослідженнями, освоєнням, розробкою, розподілом нововведень згідно з перспективними, стратегічними цілями, результатами маркетингових досліджень;

креативна (творча) - прагнення реалізації досвіду, знань, ідей, за допомогою організації науково-дослідних, креативних, дослідно-конструкторських дій;

1. Стиль керівництва - Демократичний

Ресурси:

2. Фінансові – як власні, так і залучені. Державна підтримка, кредитування, краудфандінг, зовнішній венчур.

3. Виробничі та складські потужності: поки обмежуються факультетськими лабораторіями. В подальшому залежать від фінансових ресурсів та міри впроваджуваності нашого проекту.

4. Технології: усі існуючі розробки нашої команди, колег, готове сучасне обладнання, компоненти та елементи систем, попередні зразки систем керування. Експериментальна установка для випробування системи.

5. Інформаційні: недокументовані – індивідуальні та колективні знання спеціалістів, документовані - наукові розробки та дослідження, статистичні дані, проекти, аналітичні та практичні моделі.

6. Трудові: команда ентузіастів. В подальшому планується поповнити склад проєктувальників та досвідчених інженерів для створення та обслуговування систем, а також організаційного персоналу для ведення документації та справ підприємства.

7. Інтелектуальні: знання, навички та виробничий досвід нашої команди та помічників і такі нематеріальні активи, як патенти, бази даних, програмне забезпечення для реалізації поставлених цілей.

8. Правові – усі правові та інформаційні ресурси в мережі Інтернет

6. Висновки

Агрегат АК-72 як об'єкт автоматичного керування складається із реактора окислення, охолоджувальної, продувної та абсорбційної частини.

Головним апаратом для виробництва азотної кислоти під атмосферним тиском є реактор окислення аміаку. У даному об'єкті вихідною змінною є концентрація оксид-азоту. У якості керувального діяння може бути використана витрата азоту на вході в реактор, а витрата азоту по байпасам можна прийняти за головне збурювальне діяння.

Проаналізувавши результати можна зробити висновок про вплив зазначених факторів на процес окислення аміаку, виявлення дефектів в каналах зв'язку з об'єктом. Математичне моделювання підтвердило гіпотезу про важливість дотримуватись температурних режимів об'єкту. Також моделювання підтвердило особливість роботи об'єкту під високим навантаженням а саме балансування потоків основного та зворотного (інакше висока імовірність втрати працездатності платинового каталізатора).

Список використаної літератури

1. Автоматизація настройки систем управління / В.Я. Ротач, В.Ф. Кузищин, А.С. Ключев і ін. - М.: Вища школа, 1984. - 272 с.
2. Технологія зв'язаного азоту і азотних добрив, Мінськ: БГТУ, 2011.
3. Бесекерський В.А., Попов О.П. Теорія систем автоматичного регулювання. - М.: Наука, 1972. - 768 с.
4. Дорф Р., Бішоп Р. Сучасні системи управління / Пер. з англ.
5. Б.І. Копилова. - М.: Лабораторія базових знань, 2002. - 832 с.
6. Ємельянов С.В., Коровін С.К. Нові типи зворотного зв'язку. - М.: Наука, 1997. - 352 с.
7. Каляєв А.В. Багатопроцесорні системи з архітектурою, що програмується. - М.: Радио и связь, 1984. - 240 с.
8. Спицын А.В., Мазуров В.М. Высококачественная адаптивная система управления с ПИ-регулятором // Изв. ТулГУ. – 1997. – Т. 1, вып. 2. – С. 11–17.
9. Філіпс Ч., Харбор Р. Системи управління зі зворотним зв'язком. - М.: Лабораторія базових знань, 2001. - 616 с.
10. Шидловський С.В. Теорія автоматичного управління: Навчальний посібник. - Томськ: Вид-во НТЛ, 2005. - 40 с.
11. Попок Е. В. Моделирование промышленного реактора низкотемпературного синтеза метанола / Е. М. Юрьев, А. В. Кравцов // Фундаментальные исследования. – Химические науки. – 2012. № 3. – С. 446–451.

- 12.Бродський Б. Е. Про завдання якнайшвидшого виявлення моменту зміни імовірнісних характеристик випадкової послідовності / Б. Е. Бродський, Б. С. Дарховський // Автоматика і телемеханіка. – 1983. – № 10. – С. 125–131.
- 13.Бродський Б. Е. Непараметрический метод виявлення моментів перемикання двох випадкових послідовностей / Б. Е. Бродський, Б. С. Дарховський // Автоматика і телемеханіка. – 1989. – № 10. – С. 66–74.
- 14.Кербер М. Л. Термопластичные полимерные композиционные материалы для автомобилестроения / М. Л. Кербер, Т. П. Кравченко // Пластические массы. – 2000. – № 9. – С. 34–40.
- 15.Автоматизація типових технологічних процесів і установок: навч. посіб. [для студент. вищ. навч. закл.]/ А. М. Коритін, Н. К. Петров, С. Н. Радімов. – К. : ІЗМН, 1988. – 432 с.
- 16.Строганов Р. П. Комп'ютерне управління технічними системами. [для студ. вищ. навч. закл.] / Р. П. Строганов, Л. В. Бабко, В. С. Корольов. – К. : ІЗМН, 1999. – 110 с.
- 17.Дворецький С. В. Основи проектування хімічних виробництв / С. В. Дворецький, Р. С. Кормильцин. – М. : издво «Машинобудування-1», 2005. – 280 с. 8. Новий довідник хіміка і технолога. Загальні відомості. Будова речовини. / під.заг. ред. А. В. Москвіна. – СПб.: АНО НВО «Професіонал». – 2006. – 1464 с. – ISBN: 5-94365-046-06.

