

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
ІМЕНІ ВОЛОДИМИРА ДАЛЯ**

ЛОРІЯ М.Г., ПОРКУЯН О. В., ЦЕЛІЩЕВ О.Б., КУПІНА О.А.

**СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ З МОДЕЛЮ ТЕХНОЛОГІЧНИМИ
ОБ'ЄКТАМИ**

Монографія

Сєвєродонецьк – 2020

УДК 541.515

Рекомендовано Вченою радою

Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля

(протокол № 3 від 25.02.2020 р.)

Р е ц е н з е н т и:

Павлов С. В., докт. техн. наук, проф., проректор з наукової роботи Вінницький національний технічний університет, проф. каф. Біомедичної інженерії

Бойченко С.В., докт. техн. наук, завідувач кафедри екології Національного авіаційного університету

В і д п о в і д а л ь н и й р е д а к т о р:

М.Г. Лорія – кандидат технічних наук, доцент, доцент кафедри електронних апаратів факультету комп'ютерних технологій та електроніки Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля.

Системи керування з моделлю технологічними об'єктами: монографія / [Лорія М.Г., Поркуян О. В., Целіщев О.Б., Купіна О.А.] ; під ред. М.Г. Лорія. – Сєверодонецьк: вид-во СНУ ім. В.Даля, 2019. - 173 с.: табл. 2 рис. 46.

ISBN

Монографія присвячена підвищенню ефективності роботи об'єктів керування у промислових об'єктах за рахунок розробки розподіленої системи управління виробництвом, яка забезпечує оптимальну роботу систем автоматичного регулювання.

Розраховано на наукових працівників, викладачів, здобувачів вищої освіти, аспірантів, працівників сфери автоматизації процесів керування.

УДК 541.515

© Східноукраїнський національний університет імені Володимира Даля, 2019

ISBN 978-617-11-0167-8

ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ СКОРОЧЕНЬ	7
ВСТУП	8
Розділ 1. АНАЛІЗ СУЧАСНОЇ КЛАСИФІКАЦІЇ ТА ОГЛЯД МЕТОДІВ СТВОРЕННЯ МОДЕЛЕЙ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ОБ’ЄКТІВ. АНАЛІЗ ВИРОБНИЦТВА МЕТАНОЛУ ТА ВИЗНАЧЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО РЕЗЕРВУ	9
1.1. Аналіз технологічного процесу синтезу метанолу	9
1.1.1. Властивості метанолу та його застосування	9
1.1.2. Методи отримання метанолу	10
1.2. Стадії отримання метанолу	10
1.2.1 Паро-киснева конверсія метану.....	11
1.2.2. Моноетаноламінове очищення конвертованого газу.	12
1.2.3. Осушення конвертованого газу.	12
1.2.4. Синтез метанолу-сирцю.....	13
1.3. Технологічна схема агрегатів синтезу метанолу.	14
1.3.1. Стадія синтезу метанолу	15
1.3.2. Стадія охолодження та конденсації	17
1.4. Основні поняття і положення оптимізації хіміко-технологічних процесів	20
1.4.1. Характеристика методів оптимізації хіміко-технологічних процесів.	22
1.5. Системи керування з моделлю	27
1.5.1. Структура автоматизованої системи керування	27
1.5.2. Сучасні методи моделювання технологічних об’єктів	31
1.6. Роль і місце моделей та моделювання	31
1.6.1. Класифікація моделей.....	34
1.6.2. Підходи до розробки моделей	35
1.7. Методи ідентифікації.....	39

1.7.1. Структурна ідентифікація	40
1.7.2. Поточні дані.....	41
1.7.3. Вибір класу моделі.....	41
1.7.4. Параметрична ідентифікація.....	45
1.7.5. Ідентифікованість системи.....	45
Висновки до розділу 1	47
Розділ 2. СИСТЕМА КЕРУВАННЯ З МОДЕЛЛЮ КОЛОНОЮ СИНТЕЗУ	
МЕТАНОЛУ У ВИРОБНИЦТВІ МЕТАНОЛУ	50
2.1. Динамічна математична модель полки газового реактора.	51
2.1.1. Інформаційно-логічний аналіз полки колони синтезу	51
2.1.2. Розроблення часткових математичних моделей першої	
полиці колони синтезу.....	53
2.1.3. Математична модель другої і третьої полиць колони синтезу	
метанолу.....	69
2.2. Динамічна математична модель кожухотрубного теплообмінника	70
2.3. Математична модель колони синтезу метанолу.	80
2.4. Узагальнена інформаційно-логічна схема колони синтезу метанолу з	
внутрішнім теплообмінником.....	81
2.5. Розроблення критерію оптимальності для вирішення завдань	
оптимізації	85
2.6. Розв'язок оптимізаційної задачі	87
2.7. Використання алгоритму Хука-Дживса для уточнення координат	
екстремуму.....	90
2.8. Розробка алгоритму керування колоною синтезу метанолу	93
2.8.1. Адаптація математичної моделі.	93
2.8.2. Алгоритм роботи системи управління з моделлю колоною	
синтезу метанолу.....	94
2.9. Розроблення функціональної схеми автоматизації колони синтезу	
метанолу.....	97
Висновки до розділу 2	100

Розділ 3. СИСТЕМА КЕРУВАННЯ З МОДЕЛЛЮ ВУЗЛОМ ОХОЛОДЖЕННЯ ТА КОНДЕНСАЦІЇ МЕТАНОЛУ	104
3.1. Динамічна математична модель апарата повітряного охолодження	104
3.2. Визначення коефіцієнтів математичної моделі апарата повітряного охолодження	109
3.3. Дослідження динамічної моделі апарата повітряного охолодження	114
3.4. Статична математична модель апарата повітряного охолодження .	120
3.5. Розроблення системи керування вузлом охолодження та конденсації метанолу.....	122
Висновки до розділу 3	126
Розділ 4. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ	129
4.1. Розробки КІСУ стадії синтезу метанолу у виробництві метанолу ...	129
4.1.1. Розробка розподіленої системи управління	129
4.1.2. Розробка технічного забезпечення КІСУ стадією	130
4.1.3. Вибір комплексу технічних засобів для реалізації КІСУ стадією.....	133
4.1.4. Розробка КІСУ з моделлю колонною синтезу метанолу	133
4.1.5. Розробка інформаційного забезпечення КІСУ колоною синтезу метанолу.....	134
4.1.6. Загальні принципи візуалізації АРМ оператора	135
4.2. Дослідження системи керування з моделлю колоною синтезу метанолу у виробництві метанолу	136
4.2.1. Оглядовий фрагмент мнемосхеми управління стадією	136
4.2.2. Тренди реального часу параметрів процесу.....	137
4.2.3. Дослідження статичних характеристик колони синтезу метанолу.....	138
4.2.4. Дослідження динамічних характеристик колони синтезу метанолу	145
4.3. Дослідження вузла охолодження та конденсації.....	148

4.3.1. Розробка комп'ютерного імітатора вузла охолодження та конденсації.....	148
4.3.2. Дослідження роботи дискретної системи керування з моделлю вузлом охолодження та конденсації	151
Висновки до розділу 4	161
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	168

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ СКОРОЧЕНЬ

АПО	– апарат повітряного охолодження
АСК	– автоматизована система керування
АСКТП	– автоматизована система керування технологічним процесом
АТК	– автоматизований технологічний комплекс
ЕОК	– еквівалентний об'єкт керування
ЕОМ	– електронна обчислювальна машина
КР	– крива розгону
ЛМ	– локальна мережа
МЕА	– моноетаноламін
ММ	– математична модель
ОК	– об'єкт керування
ОНР	– оптимальні налаштування регулятора
ПдФ	– передатна функція
ПЗО	– пристрій зв'язку з об'єктом
ПІД	– пропорційно-інтегрально-диференціальний
ПП	– перехідний процес
ПхФ	– перехідна функція
РРТ	– рівномірний розподіл точок
РСУ	– розподілена система управління
САК	– система автоматичного керування;
САР	– система автоматичного регулювання
СВПД	спосіб вибору початкових даних
ТО	– теплообмінник
ТП	– технологічний процес
ХБ	– холодний байпас
ХТ	– характерні точки
ХТП	– хіміко-технологічний процес;
ХТС	– хіміко-технологічна система

ВСТУП

Актуальність теми. На сьогодні актуальною науково-технічною проблемою є безперервне вдосконалення існуючих технологічних схем основних хімічних виробництв, зокрема багатотоннажних, таких як виробництва метанолу, аміаку, нітратної кислоти тощо. Зростання вартості сировини на світових ринках спричиняє стрімке зростання собівартості продукції українських виробництв. Суттєва зміна кон'юнктури ринку, що призвела до зміни вартості сировини, робочої сили тощо, зробила більшість виробництв, що побудовано у 60–90-их роках минулого століття, нерентабельними. У цих умовах на перший план виходять роботи щодо модернізації існуючих виробництв. Ураховуючи, що можливості конструкторів і проектувальників пов'язаних зі структурною оптимізацією класичних схем майже вичерпані, особливу увагу слід приділити саме параметричній оптимізації.

Ведення технологічного процесу в умовах екстремальних значень основних параметрів процесу, наприклад, концентрації цільового компонента на виході колони синтезу метанолу у виробництві метанолу, дозволяє суттєво зменшити собівартість продукції, що виробляється. Складність підтримання екстремального режиму полягає в тому, що значення екстремуму залежить від великої кількості впливаючих параметрів: навантаження, склад сировини тощо, які постійно змінюються. Для врахування цих впливів на положення екстремуму слід розробити математичну модель об'єкта керування. Ця модель має бути водночас достатньо точною і простою. Використовуючи математичні моделі, можна покращити не тільки статичні параметри процесу, а й динамічні.

Із наведеного вище можна зробити висновок, що розроблення методологічних засад використання математичних моделей для оптимізації статичних і динамічних параметрів процесів виробництва метанолу є актуальною науковою проблемою.

РОЗДІЛ 1

АНАЛІЗ СУЧАСНОЇ КЛАСИФІКАЦІЇ ТА ОГЛЯД МЕТОДІВ СТВОРЕННЯ МОДЕЛЕЙ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ОБ'ЄКТІВ. АНАЛІЗ ВИРОБНИЦТВА МЕТАНОЛУ ТА ВИЗНАЧЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО РЕЗЕРВУ.

Коротка характеристика виробництва метанолу.

Метанол за значенням і масштабами виробництва є одним з найважливіших багатотоннажних продуктів, що випускаються сучасною хімічною промисловістю. Він широко застосовується для отримання пластичних мас, синтетичних волокон, синтетичного каучуку. Високу розчинність газів у метанолі здебільшого використовують в промисловості, застосовуючи метанол і його розчини в якості поглинача для вилучення домішок з технологічних газів. Метиловий спирт – важливий вид сировини для отримання формальдегіду, інгібіторів, антидетонаційних сумішей, антифризів, лаків, фарб та інших продуктів. У чистому вигляді застосовується як високооктанова добавка до палива [1–3].

1.1. Аналіз технологічного процесу синтезу метанолу.

1.1.1. Властивості метанолу та його застосування.

Метанол (метиловий спирт) CH_3OH це безбарвна легкокорухлива рідина з температурою кипіння $65\text{ }^\circ\text{C}$, температурою кристалізації – $97,90\text{ }^\circ\text{C}$ і густиною $0,792\text{ т/м}^3$. Критична температура метанолу $239,65\text{ }^\circ\text{C}$. Метанол горючий. Температура спалаху $8\text{ }^\circ\text{C}$, межі вибуховості парів у повітрі $5,5 - 36,5\%$. Метанол змішується в усіх співвідношеннях із водою, спиртами, бензолом, ацетоном та іншим. Органічними розчинниками. Пари сухого метанолу утворюють із повітрям вибухові суміші. Метанол токсичний, викликає отруєння через органи дихання, шкіру і під час потрапляння всередину, діючи на нервову і судинну системи. Припустима концентрація становить 5 мг/м^3 . Приймання всередину $5 - 10\text{ см}^3$ призводить до важкого отруєння, викликає

сліпоту. Доза 30 см^3 – смертельна. Метанол – сильна отрута кумулятивної дії, має також слабку наркотичний ефект [4-8].

1.1.2. Методи отримання метанолу.

Довгий час метанол отримували виключно сухою перегонкою деревини. Цей спосіб досить трудомісткий і дорогий, оскільки з 1 м^3 березових дров можна отримає лише 5 – 6 кг метанолу. Виробництво метанолу синтезом з оксиду вуглецю і водню вперше було реалізовано в Німеччині в 1923 р.

Метанол отримують різними методами, що відрізняються вихідною сировиною, способами її переробки в технологічний газ, а також умовами проведення синтезу метанолу. Нині основний спосіб отримання метанолу – синтез з оксиду вуглецю і водню (ця суміш називається синтез–газом). Суміш окису вуглецю і водню виробляють шляхом конверсії метану. [9,10]

Синтез метанолу за фізико-хімічними умовами його проведення та за технологічним оформлення аналогічний синтезу аміаку. Як азото-водневу суміш, так і синтез–газ можна отримати конверсією природного газу. В обох процесах взаємодія сумішей ретельно очищених газів відбувається в присутності каталізатора. Через малий вихід кінцевих продуктів і той і інший процеси є безперервно циклічними, причому реакцію ніколи не ведуть до цілковитого перетворення. Така аналогія дала можливість вести обидва процеси на подібних установках, які монтують у складі одного заводу [11-13].

Початковою сировиною в процесі синтезу метанолу є газ після паро–кисневої конверсії метану, а також технічний водень. Введенням технічного водню регулюють співвідношення $\text{H}_2:\text{CO}$. До складу сировини висувають такі вимоги: наявність домішок – CH_4 0.5 %, CO_2 2.2%, H_2S 2.0 мг/м^3 , карбоніди заліза 3.0 мг/м^3 [14-16].

1.2. Стадії отримання метанолу.

Процес отримання метанолу складається з таких стадій:

1. Парокислородна конверсія природного газу в шахтному конверторі.
2. Очищення конвертованого газу від вуглекислоти до отримання газу з функціоналом

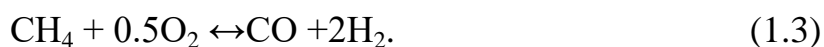
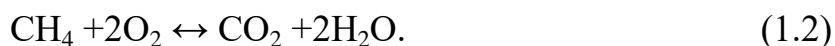
$$f = (H_2 - CO_2) / (CO + CO_2) = 2,05 - 2,20. \quad (1.1)$$

3. Осушення конвертованого газу на алюмогель.
4. Компримування свіжого газу до тиску не більше 9.3 МПа.
5. Синтез метанолу-сирцю.
6. Ректифікація метанолу-сирцю

1.2.1. Паро–киснева конверсія метану.

Процес отримання технологічного газу ведеться в одну стадію шляхом паро–кисневої конверсії метану в шахтному конверторі на нікелевих каталізаторах за температури 850–1200 °С.

Процес протікає за таких реакцій:



Рівноважний склад конвертованого газу залежить від температури і тиску процесу, а також складу вихідної суміші, об'єму і типу каталізатора. У вільному об'ємі над шаром каталізатора протікає киснева конверсія метану по реакціях (1.2) і (1.3) – екзотермічеській процес.

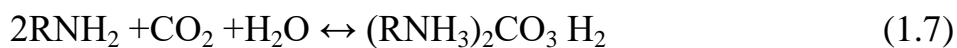
За рахунок тепла, що вийшло в результаті протікання даних реакцій, у шарі каталізатора йде парова і киснева конверсія метану та вуглеводнів зі збільшенням об'єму і поглинанням тепла по реакціях (1.4) і (1.5) – ендотермічний процес.

Конвертований газ з об'ємною часткою компонентів: Н₂ н/м 63%, СО н/б 19.5 %, СО н/м 14 %, СН₄ 0.4 – 1.5% надходить у трубний простір котла-утилізатора, віддаючи тепло на отримання, насиченої пари, теплообмінник, підігрівуючи вихідну парогазову суміш, далі охолоджується в холодильниках і направляється на моноетаноламінову очищення від СО₂.

1.2.2. Моноетаноламіновая очищення конвертованого газу.

Очищення конвертованого газу – процес видалення СО₂, полягає в хімічній і фізичній абсорбції СО₂ водним розчином моноетаноламіна МЕА для забезпечення об'ємної частки СО₂ у конвертованій газі н/б 12%.

Процес очищення протікає за таких реакцій:



де R– (НО–СН₂–СН₃).

Конвертований газ подається в абсорбер, де зрошується розчином МЕА, який поглинає надлишок СО₂. Розчин МЕА йде на регенерацію і після видалення з нього СО₂ повертається в абсорбер, а конвертований газ направляється на стадію осушення.

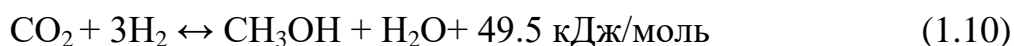
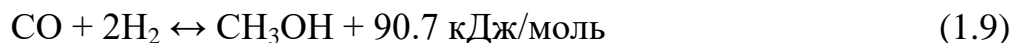
1.2.3. Осушення та компримування конвертованого газу.

Осушення відбувається на нерухомому шарі адсорбенту – алюмогель, що володіє властивістю поглинати вологу з газу і кислі газу, зокрема СО₂. Регенерацію насиченого вологою алюмогелю проводять продуванням шару алюмогелю гарячим азотом. Процес осушення проходить в адсорбері заповненому алюмогелем, що поглинає вологу до точки роси 50 °С. Осушений конвертований газ очищується від алюмогелевого пилу, що уноситься, у фільтрах і спрямовується на компресію.

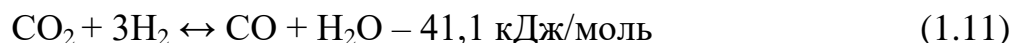
Осушення проводиться на триступневих компресорах до тиску н/б 9,3 МПа. Потім газ подається на стадію синтезу.

1.2.4. Синтез метанолу-сирцю.

Основні реакції процесу обернені і екзотермічні:



Крім цих реакцій протікає і реакція ендотермічна – взаємодія діоксиду вуглецю і водню



Одночасно з утворенням метанолу можуть іти й реакції утворення диметилового ефіру, органічних кислот, альдегідів, кетонів, складних ефірів [17].

Вода утворюється у всіх реакціях. Утворені побічні продукти в метанолі-сирці визначають як схему отримання метанолу-ректифікату з метанолу-сирцю, так і якість кінцевого продукту. Наявність мікродомішок і їх масова концентрація в метанолі-сирці залежать від сировини і його підготовки, від каталізатора та технологічних параметрів процесу.

Під час вибору параметрів процесу керуються не тільки якістю метанолу-сирцю, а й економічними чинниками. Виходячи з цього прийнятий процес синтезу метанолу за температури н/б 280 °С і надмірному тиску н/б 9,0 МПа, з функціоналом 2,05–2,2 (функціонал – відношення різниці об'ємних часток водню і діоксиду вуглецю до суми об'ємних часток оксиду і діоксиду вуглецю у свіжому синтез-газі) на цинк-мідь-алюмінієвому каталізаторі.

Метанол-сирець, отриманий при таких умовах, відповідає вимогам, що висуваються до нього, як до сировини для отримання високоякісного метанолу-ректифікату [18-20].

Встановлено, що синтез метанолу з оксиду вуглецю і водню протікає лише у присутності води або кисневмісних сполук. На вихід метанолу-сирцю

впливають такі технологічні чинники: тиск процесу; температура; об'ємна швидкість газу, співвідношення об'ємних часток компонентів свіжого газу, наявність домішок, активність каталізатора [21].

1.3. Технологічна схема агрегатів синтезу метанолу.

Численні процеси синтезу метанолу включають три обов'язкові стадії: очищення синтез-газу від сірчистих сполук, масла, пентакарбонілов заліза, власне синтез і очищення і ректифікація метанолу. В іншому технологічні схеми відрізняються апаратурним оформленням і параметрами процесу. Всі вони можуть бути розділені на три групи:

1. Синтез за високого тиску проводиться на цинк-хромовому каталізаторі при температурі 370–420 °С і тиску 20–30 МПа.

2. Синтез за низького тиску проводиться на цинк-мідь-хромових каталізаторах при $T = 250\text{--}300$ °С і тиску 5–10 МПа. Використання в цій схемі низькотемпературних каталізаторів, активних при більш низькому тиску, дозволяє знизити енерговитрати на стиснення газу і зменшити ступінь рециркуляції сировини, що не прореагувала.

3. Синтез у трифазній системі «газ – рідина – твердий каталізатор», що проводиться в суспензії з тонкодисперсного каталізатора і інертною рідини, через яку барботують синтез-газ.

Отриманий метанол-сирець очищують від кислот, складних ефірів, вищих спиртів, пентакарбоніла заліза, що у поєднанні з подальшою ректифікацією дозволяє отримати чистий метиловий спирт [22].

Основним апаратом у синтезі метанолу є реактор (колона синтезу) – контактний апарат, конструкція якого залежить від способу відведення тепла і принципу здійснення процесу синтезу. Функціональну схему виробництва метанолу наведено на рис. 1.1.



Рис. 1.1. Функціональна схема синтезу метанолу

1.3.1. Стадія синтезу метанолу.

Технологічний процес отримання метанолу з оксиду вуглецю і водню передбачає низьку операцій, обов'язкових для будь-якої технологічної схеми синтезу. Газ попередньо очищається від карбоніда заліза, з'єднань, що містять сірку, підігрівається до температури початку реакції і надходить у реактор синтезу метанолу. Після виходу із зони каталізу з газів виділяється метанол, що утворився. Це досягається охолодженням суміші, яка потім знов стискається до тиску синтезу і повертається в процес.

Для таких виробництв, як виробництво синтетичного метанолу, аміаку ступінь перетворення синтез-газу в цільовий продукт за один прохід через шар каталізатора невеликий і становить близько 2–3%. Тому колони синтезу в цих виробництвах являють собою багатополічні газові реактори. Цільовий продукт, що утворився в результаті реакції, охолоджується, конденсується і відокремлюється від циркуляційного газу. Циркуляційний газ змішують зі «свіжим» газом для відновлення вихідних концентрацій реагентів і повертають на вхід колони синтезу. Використання багатополічних реакторів дозволяє підвищити ступінь перетворення синтез-газу в продукт до 4-6 %. Схема колони синтезу у виробництві синтетичного метанолу показано на рис. 1.2.

Колона синтезу у виробництві метанолу працює таким чином. Синтез-газ з температурою близько 45 °С подається в цикл синтезу. На вході колони синтезу 1 газ поділяється на п'ять потоків: основний хід (ОХ) і холодні байпаси (ХБ). Синтез-газ, який подається в колону по ОХ проходить через рекуперативний теплообмінник 2, де нагрівається до температури близько 150 °С відходить з колони газом.

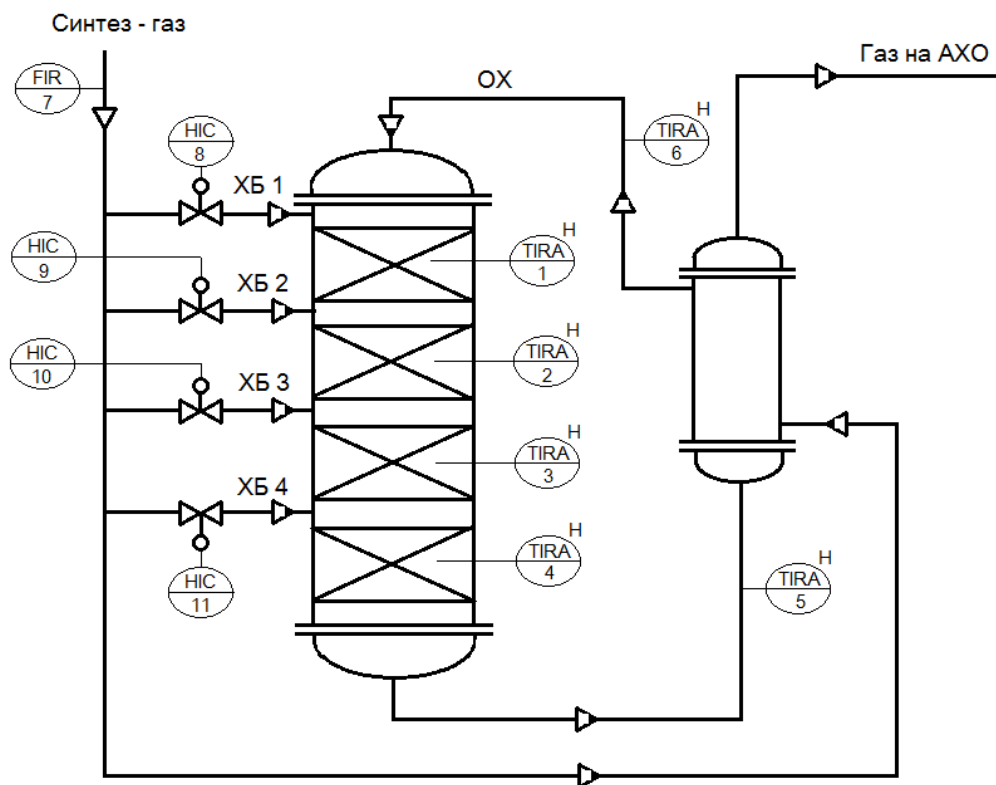


Рис. 1.2. Схема багатополічного газового реактора виробництва метанолу:

1 – колона синтезу, 2 – рекуперативний теплообмінник

Нагрітий до температури 225 °С газ подається на першу полицю колони синтезу 1. Для підтримки робочої температури на полицях реактора, яка не перевищує 300 °С, використовують ХБ.

Даний об'єкт являє собою складний об'єкт управління, що характеризується великою кількістю внутрішніх зв'язків. На діючому виробництві метанолу (ПрАТ «Сєверодонецьке об'єднання» Азот») температури на полицях колони синтезу виставляються оператором – технологом вручну. Такий підхід не може забезпечити оптимальної роботи колони синтезу при зміні навантаження на апарат, зміну складу синтез-газу, зміну властивостей каталізатора [22].

Виробництво метанолу характеризується великою кількістю апаратів, споживаної енергії і сировинних ресурсів. Проведення технологічного аудиту показало, що колона синтезу метанолу є апаратом, який містить основний виробничий резерв для збільшення продуктивності агрегату синтезу метанолу.

Оптимальна для даного апаратурного оформлення система управління з моделлю колоною синтезу метанолу дозволить вести виробничий процес синтезу метанолу в оптимальних умовах, тим самим використати промисловий резерв [23].

1.3.2. Стадія охолодження та конденсації.

З реактора парогазова суміш виходить з температурою не вище 300 °С і потрапляє в трубний простір рекупераційного теплообмінника, де охолоджується до температури не більше ніж 150 °С циркуляційним газом, що надходить в реактор. Далі вона потрапляє в холодильники-конденсатори з повітряним охолодженням (АПО). У схемі передбачено 8 таких теплообмінників, що розподілено на дві групи, які з'єднано між собою паралельно. В кожній з цих груп чотири послідовно з'єднаних апарати. У холодильниках конденсаторах при температурі не більше ніж 60 °С метанол конденсується і газометанольна суміш потрапляє в сепаратор. Сконденсований метанол відділяється в сепараторі і потрапляє в збірник метанолу-сирцю.

Вузол охолодження і конденсації складається із восьми холодильників-конденсаторів з повітряним охолодженням (АПО) [24]. Холодильники розділені на дві групи, що з'єднані між собою паралельно. У кожній групі чотири послідовно з'єднаних апарата. Температурний режим конденсації парів метанолу регулюється зміною кількості працюючих АПО. Щоб уникнути температурного розбалансу паралельних потоків газопродуктової суміші АПО вмикають або вимикають попарно. За низьких температур навколишнього повітря частина вентиляторів виводиться у резерв. Для підвищення ефективності роботи вузла в літній час передбачено систему зрошення теплообмінників АПО оборотною водою. Увімкнення та вимкнення вентиляторів, а також системи зрошення здійснюються оперативним персоналом з місцевих постів керування або дистанційно з пульта управління, який знаходиться в приміщенні операторної.

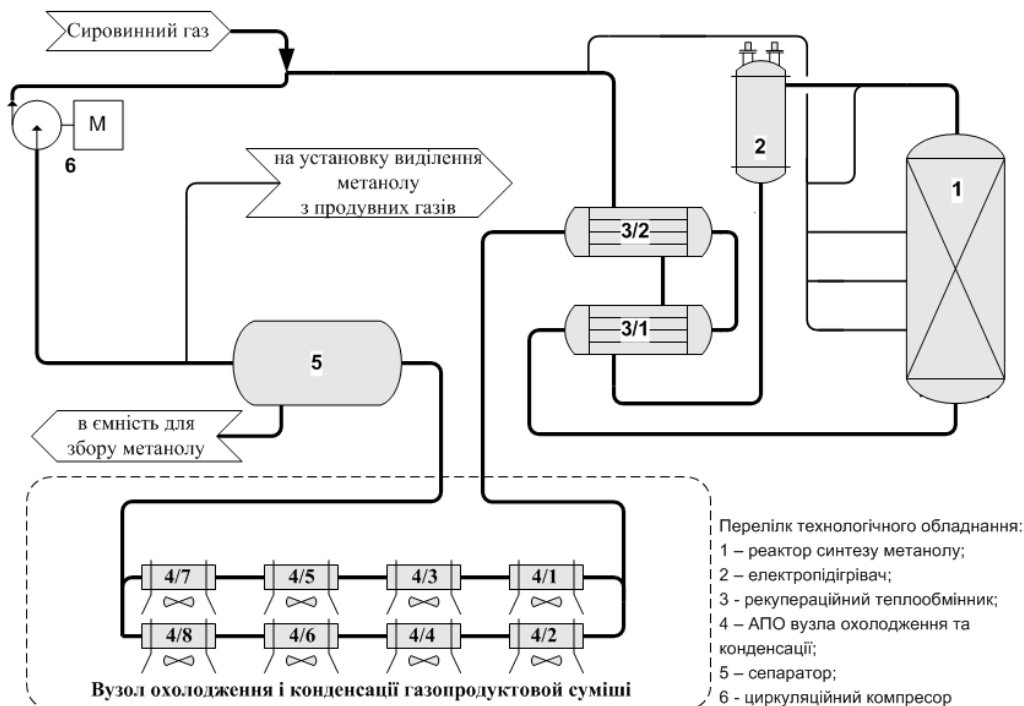


Рис. 1.3. Спрощена технологічна схема агрегату синтезу метанолу

Керування роботою вузла охолодження і конденсації в «ручному» режимі призводить до неузгодженої роботи повітряних холодильників і є однією з причин нестабільної роботи циклу синтезу метанолу.

Аналіз даних, наданих підприємством, показав, що у разі зміни складу або витрати синтез-газу відбувається зміна температурного режиму реактора синтезу. У результаті цього змінюється температура газу на виході реактора і, як наслідок, на вході, а потім і на виході вузла охолодження і конденсації. Зафіксувавши зміну температури після АПО, оператор технологічного процесу на свій розсуд вмикає або вимикає, залежно від напрямку (зменшення або збільшення) відхилення температури від заданого значення, вентилятори однієї або декількох пар апаратів повітряного охолодження. Це призводить до різкої зміни температури газопродуктового потоку, і, отже, до зміни перепаду тиску на АПО вузла охолодження і конденсації. Відтак змінюється перепад тиску між всасом компресора і входом у реактор, що, своєю чергою, призводить до зміни витрат синтез-газу і подальшої нестабільної роботи всього циклу синтезу. В описаному механізмі роботи процесу вмикання вентиляторів АПО призводить до падіння температури і збільшення перепаду тиску на вузлі охолодження і конденсації газопродуктової суміші, збільшення перепаду тиску між всасом і

нагнітанням компресора і збільшення витрати синтез-газу. Вимикання вентиляторів АПО приводить до зворотних наслідків, результатом яких є зменшення витрат синтез-газу. Час протікання перехідних процесів у циклі синтезу метанолу, що викликано зміною режиму обдування АПО вузла охолодження і конденсації, становить кілька годин.

Традиційним рішенням для регулювання температури технологічних потоків на виході апаратів повітряного охолодження є застосування перетворювачів частоти [25]. У розглянутій схемі для регулювання температури газопродуктової суміші на виході вузла охолодження і конденсації можна додатково встановити два перетворювача частоти для зміни потужності електродвигунів однієї з чотирьох пар АПО. Тоді регулювання температури можна було б здійснювати зміною продуктивності однієї пари АПО, а інші пари вмикати і вимикати залежно від частоти обертання двигунів апаратів з регульованою продуктивністю. Під час збільшенні частоти обертання двигунів регульованих АПО до максимуму включати додаткові пари холодильників, а при зниженні до мінімуму – робити відключення «зайвих» потужностей. Однак описаний підхід не є оптимальним. По-перше, необхідно встановлення додаткового обладнання – двох перетворювачів частоти для двигунів потужністю 100 кВт кожний. Вартість комплектної шафи, наприклад, фірми Schneider Electric, ATV61E5C11N4 з перетворювачем частоти серії Altivar 61 потужністю 110 кВт становить близько дев'яти з половиною тисяч євро. В умовах економічної кризи промислові підприємства прагнуть мінімізувати витрати на виробництво продукції, а придбання нового дорогого обладнання не є кращим задля підвищення ефективності. По-друге, при веденні технологічного процесу недоцільно використовувати для управління показання приладу контролю температури на виході вузла охолодження і конденсації, оскільки в цьому випадку збурююча дія вже пройшла через об'єкт управління і спричинить за собою зміну в роботі колони синтезу за описаним вище механізмом, а вмикання або вимикання вентиляторів буде тільки погіршувати технологічну ситуацію, що склалася.

На сьогодні, з урахуванням становищав українській економіці, який характеризується затяжним спадом в промисловому секторі, дуже важливо знаходити вирішення проблемних питань, підвищуючи ефективність виробництва шляхом оптимального використання обладнання, що є в наявності, вишукуючи «приховані» резерви в існуючих технологіях.

Отже, можна зробити висновок, що при охолодженні і конденсації газопродуктової суміші у виробництві метанолу також є виробничий резерв, який можна задіяти, і тим самим зменшити собівартість отриманого метанолу. Полягає він у раціональному використанні електричної енергії, що витрачається на роботу вентиляторів АПО. Ураховуючи те, що потужність одного вентилятора складає 100 кВт, а також, що їх в технологічній схемі вісім і те, що виробництво є неперервним, оптимальне використання електричної енергії дозволить отримати суттєву економію, а отже, зменшити собівартість продукції. Задля досягнення поставленої мети в роботі запропоновано використати систему дискретного керування блоком охолодження і конденсації з моделлю [23].

1.4. Основні поняття і положення оптимізації хіміко-технологічних процесів.

Метою будь-якої діяльності фахівців у сфері хімічного виробництва в врешті є пошук найкращих умов проведення технологічних процесів, проектування і організації раціональних технологічних схем, оптимальних експериментальних досліджень. Завдання оптимізації ХТП є комплексним, тому що воно включає в себе як оптимізацію структури, так і оптимізацію режимів функціонування елементів. Основною метою оптимізації ХТМ є забезпечення найбільш високих техніко-економічних показників. Поняття «оптимізація» можна визначити в такий спосіб. Оптимізацією називається цілеспрямована діяльність, яка полягає в отриманні найкращих результатів за відповідних умов. Оптимізація – процес досягнення найкращих або визначення (знаходження) найбільш сприятливих умов проведення будь-якого

процесу (дії). Як додаток до технологічного процесу – визначення найкращих умов проведення процесу [26].

Історично, сама проблема оптимізації виникла з технічним прогресом і появою конкуренції, тобто виробники однакових товарів стали шукати умови випуску продукції, що дозволяють випускати один і той самий товар з мінімальними витратами. Пошуки оптимальних рішень призвели до створення спеціальних математичних методів і вже у XVIII столітті були закладені математичні основи оптимізації (варіаційне числення, чисельні методи та ін.). Однак до другої половини XX століття методи оптимізації в багатьох галузях науки і техніки застосовувалися дуже рідко, оскільки практичне використання математичних методів оптимізації потребувало значної обчислювальної роботи, яку без ЕОМ реалізувати було вкрай важко, а в ряді випадків – неможливо. Особливо великі труднощі виникали під час вирішенні задач оптимізації процесів в хімічній технології через велику кількість параметрів і їх складному взаємозв'язку між собою [27].

Будь-яка оптимізація передбачає наявність безлічі варіантів функціонування системи, оцінка яких дозволяє виявити, який варіант кращий. Під час постановці завдання оптимізації необхідно мати кількісну оцінку якості роботи оптимізується системи, яка дозволяє порівнювати різні стани системи між собою. Ця кількісна оцінка називається критерієм оптимізації. При постановці завдання оптимізації необхідно вимагати досягнення екстремального значення лише однієї величини. Таким чином, одночасно системі не повинно приписуватися два або більше критеріїв оптимальності, оскільки в переважній більшості випадків екстремум одного критерію не відповідає екстремуму іншого. Тому неправильна постановка завдання: отримати максимальну продуктивність при мінімальній собівартості продукту; правильна постановка завдання: отримати максимальну продуктивність за заданої собівартості або отримати мінімальну собівартість при заданій продуктивності. У першому випадку критерій оптимальності – продуктивність, у другому – собівартість. При постановці завдання оптимізації необхідно мати можливість варіації станів системи, причому кількість варіантів різних її станів

залежить від виду і числа степенів вільності оптимізованої системи. Параметри, що дозволяють реалізувати різні варіанти стану системи, називаються керуючими впливами або управлінням. До управління можуть належати найрізноманітніші параметри. При вирішенні завдання оптимізації знаходять такі значення керуючих параметрів, при яких критерій оптимальності досягає екстремуму.

1.4.1. Характеристика методів оптимізації хіміко технологічних процесів.

Для керованих хіміко-технологічних процесів або систем розрізняють дві стадії оптимізації: статистичну і динамічну. Проблеми створення і реалізації оптимального стаціонарного режиму безперервного процесу вирішує статистична оптимізація; створення і реалізації системи оптимального рівняння періодичним чи напівбеззупинним процесом – динамічна оптимізація. Залежно від характеру розглянутих математичних моделей, застосовуються різні математичні методи оптимізації: аналітичні; методи математичного програмування; статистичні. Група аналітичних методів оптимізації об'єднує аналітичний пошук екстремуму функції, метод множників Лагранжа, варіаційні методи і принцип максимуму. Аналітичний пошук екстремуму функції, заданих без обмежень на незалежні змінні є найбільш простим, але застосовується до завдань, в яких функція, що оптимізується, має аналітичний вираз, що диференціюється в усьому діапазоні дослідження, а число змінних невелика. Аналітичні методи оптимізації застосовуються, коли функції, що оптимізуються, задані аналітично та число незалежних змінних невелике. При великому числі змінних виникає так званий бар'єр багатовимірності, і застосування аналітичних методів стає складним. Ускладнює використання аналітичних методів в їх класичному вигляді досить обмежена оптимізується функція має аналітичний вираз, що диференціюється в усьому діапазоні дослідження, а число змінних невелика.

Група методів математичного програмування включає: динамічне програмування, лінійне програмування та нелінійне програмування. Динамічне програмування – ефективний метод вирішення завдань оптимізації

багатостадійних процесів. Метод передбачає розбивку аналізованого процесу на стадії (в часі або в просторі) – наприклад, реактор у каскаді або тарілка в колоні. Розгляд задачі починається з останньої стадії процесу, і оптимальний режим визначається постадійно. Лінійне програмування – метод для вирішення завдань оптимізації з лінійними виразами для критерію оптимальності та лінійними обмеженнями на область зміни змінних. Подібні завдання вирішуються ітераційним способом. Ці методи використовуються за оптимального планування виробництва при обмеженій кількості ресурсів, для транспортних задач та ін. Методи нелінійного програмування об'єднують різні способи вирішення оптимальних задач: градієнтні, безградієнтні і випадкового пошуку. Загальним для методів нелінійного програмування є те, що їх використовують при вирішенні завдань з нелінійними критеріями оптимальності. Усі методи нелінійного програмування – це чисельні методи пошукового типу. Суть їх полягає у визначенні набору незалежних змінних, що дають найбільший приріст функції, що оптимізується. Дана група методів застосовується як для детермінованих, так і стохастичних процесів. Методи математичного програмування використовуються в тих випадках, коли функції, що оптимізується, описуються лінійними рівняннями, функціями-поліномами, адитивними функціями. Вони зазвичай використовуються для вирішення завдань максимізації доходу при обмеженні ресурсів, оптимального використання устаткування, транспортних завдань, оптимального управління багатостадійними процесами. Розглянуті методи оптимізації процесів хімічної технології припускають в якості обов'язкової умови наявність аналітичної або графічної залежності критерію оптимальності від параметрів, що характеризують стан технологічного процесу і наявність математичної моделі процесу. У багатьох випадках побудова такої моделі виявляється неможливим через недостатню інформації про умови протікання процесу. Відсутність математичної моделі процесу призводить до можливості форматування аналітичної залежності критерію оптимальності від параметрів управління і, таким чином, метод передбачає розбивку аналізованого процесу на стадії (в часі або в просторі). Розгляд задачі починається з останньої стадії процесу, і

оптимальний режим визначається постадійно. Лінійне програмування – метод для вирішення завдань оптимізації з лінійними виразами для критерію оптимальності та лінійними обмеженнями на область зміни змінних. Подібні завдання вирішуються ітераційним способом. Ці методи використовуються при оптимальному плануванні виробництва при обмеженій кількості ресурсів, для транспортних задач та ін. Методи нелінійного програмування об'єднують різні способи вирішення оптимальних задач: градієнтні, безградієнтні і випадкового пошуку. Загальним для методів нелінійного програмування є те, що їх використовують при вирішенні завдань з нелінійними критеріями оптимальності. Всі методи нелінійного програмування – це чисельні методи пошукового типу. Суть їх полягає у визначенні набору незалежних змінних, що дають найбільший приріст функції, оптимізується. Дана група методів застосовується як для детермінованих, так і стохастичних процесів. Методи математичного програмування використовуються в тих випадках, коли функції, що оптимізуються, описуються лінійними рівняннями, функціями–поліномами, адитивними функціями. Вони зазвичай використовуються для вирішення завдань максимізації доходу при обмеженні ресурсів, оптимального використання устаткування, транспортних завдань, оптимального управління багатостадійними процесами. Розглянуті методи оптимізації процесів хімічної технології припускають в якості обов'язкової умови наявність аналітичної або графічної залежності критерію оптимальності від параметрів, що характеризують стан технологічного процесу і наявність математичної моделі процесу. У багатьох випадках побудова такої моделі виявляється неможливим через недостатню інформації про умови протікання процесу. Відсутність математичної моделі процесу призводить до можливості форматування аналітичної залежності критерію оптимальності від параметрів управління і, таким чином, в подібних ситуаціях вище розглянуті методи виявляються непридатними. [28]

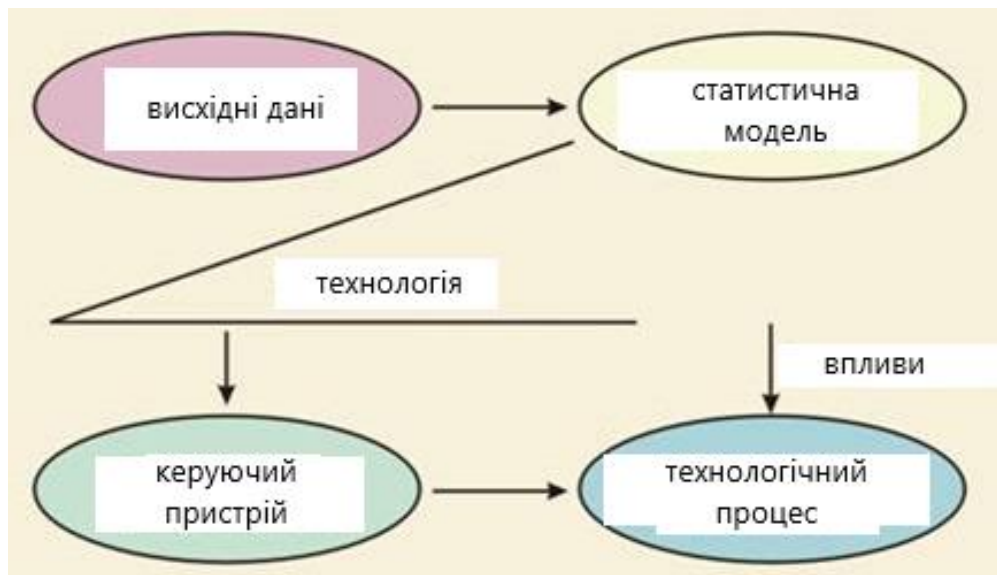


Рис. 1.4. Математична модель технологічного процесу

Апріорний підхід базується на побудові математичної моделі технологічного процесу, визначенні цільової функції і методу оптимізації.

Метою оптимального управління є знаходження найкращого варіанта з багатьох можливих альтернатив з позиції багатоцільової функції. Визначальну роль в методології оптимального управління відіграє математична модель, що представляє собою безліч співвідношень між змінними, обмеженнями і цільовою функцією.

Послідовність вирішення поставленого завдання включає такі операції:

- формулювання завдання оптимального управління;
- розроблення апріорної математичної моделі;
- підготовка керуючої програми;
- уточнення рішення.

Існуючі апріорні детерміновані математичні моделі не враховують ймовірнісної природи технологічних процесів. Тому точність апріорної моделі зазвичай недостатня, і під час вирішенні задачі оптимізації імовірнісних технологічних процесів доцільно виділити апріорний і оперативний метод оптимізації [29].

Оперативний метод оптимізації, що базується на обробці інформації в реальному масштабі часу, дозволяє істотно підвищити якість управління.

Математична модель дає змогу коригувати технологію, адаптувати її до реального процесу, адекватно реагувати на впливи. Для таких систем властиві: неповний детермінізм, логічність дії, прогнозування [30-32].

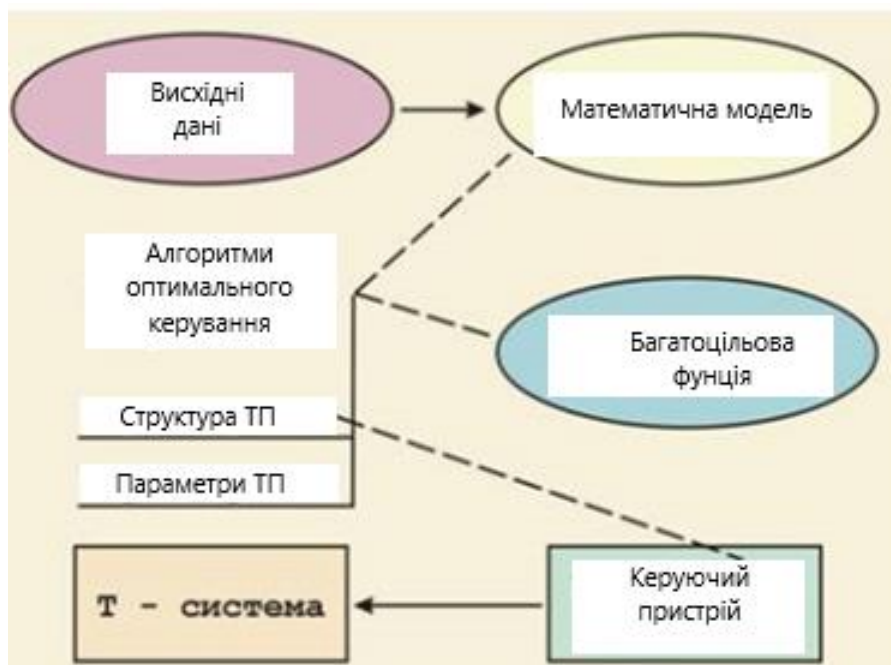


Рис. 1.5. Побудова математичної моделі

Таким чином, для даного підходу можна виділити дві складові управління: апріорна технологічна програма і математична модель в реальному масштабі часу для коригування керуючої програми. Загальний принцип управління можна подати у вигляді такої структурної схеми, показаної на рис. 1.6.

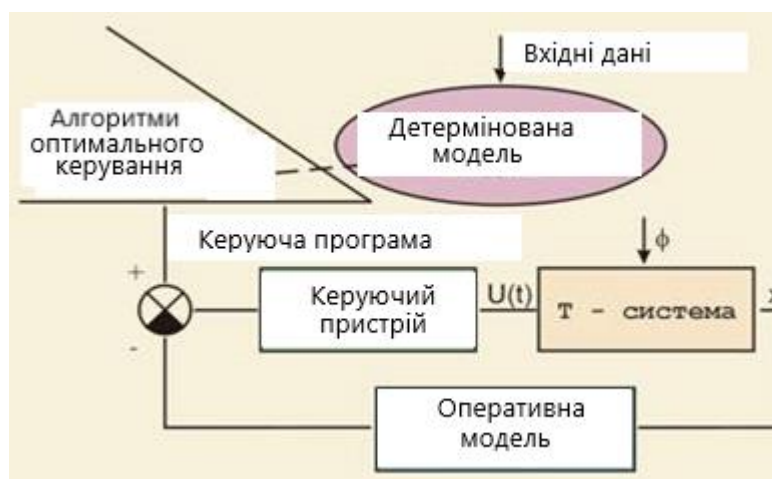


Рис. 1.6. Оперативний метод оптимізації

Подальшим розвитком є метод управління технологічним процесом з навчанням, сенс якої полягає в автоматичній обробці результатів технологічних процесів, їх аналізі та формуванні імовірнісних моделей [28,30-32].

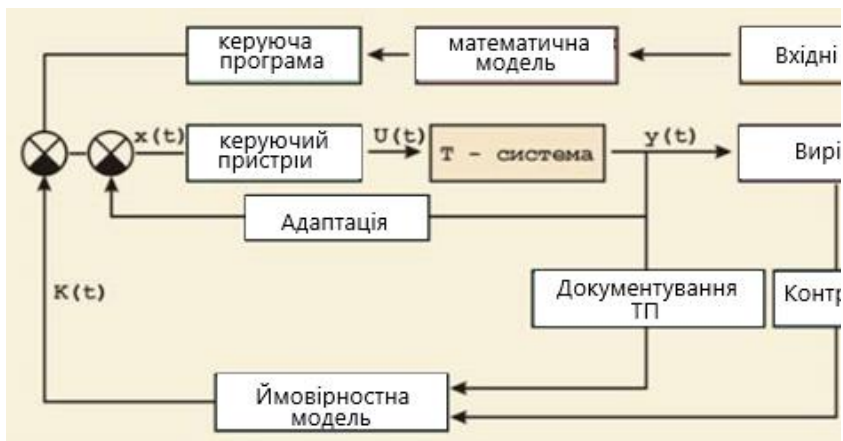


Рис. 1.7 Метод оптимізації з навчанням

1.5. Системи керування з моделлю.

1.5.1. Структура автоматизованої системи керування.

Оптимальне керування полягає у виборі найкращих за деякими критеріями ефективності керування впливів із багатьох можливих з урахуванням можливих обмежень та інформації про стан керуемого об'єкта і навколишнього середовища. Основним інструментом для вирішення проблем керування виробництвом служить АСК, яка забезпечує автоматизований збір і оброблення інформації, необхідну для оптимізації керування деяким процесом. По типу об'єктів керування розрізняють АСК підприємством – АСКП і АСК технологічними процесами – АСК ТП [33].

АСК ТП виробляє та реалізації керуючі впливи ТОК згідно с прийнятими критеріями керування. Метою функціонування АСК ТП є оптимізація роботи об'єкта шляхом відповідного вибору керуючих впливів. Значне місце в АСК ТП займають програмно-технічні комплекси. Які являють собою сукупність засобів вимірювальної та обчислювальної техніки, програмного забезпечення, засобів для створення та заповнення машинної інформаційної бази, достатніх для виконання функції АСК ТП [33].

До складу однієї АСК ТП можуть входити декілька програмно–технічних комплексів, кожний із яких функціонує автономно, але має засоби взаємодії з іншими. Зокрема до складу програмно–технічного комплексу АСК ТП входить вимірюючі перетворювачі, виконуючі механізми, локальні регулятори, щити керування, обслуговуючий персонал.

У програмно-технічному комплексі реалізовані майже всі функції керуючої системи: реєстрація і обробка параметрів технологічного процесу, візуалізація процесу, регулювання, захисту та блокування, сигналізації, обчислювальні операції та експертні системи. В АСК ТП важливе значення мають процеси збору вимірювальної інформації, її оперативне відображення і видача керуючих впливів на виконавчі засоби технологічних ОК. Інформація про ТОК уводиться в програмно–технічний комплекс від засобів вимірювання у вигляді сигналів струму, напруги, часо–імпульсних сигналів, частоти, дискретних сигналів.

До найбільш складних і довершених належать адаптивні системи регулювання, системи регулювання з нечіткою логікою ПД-регулятора, системи регулювання з нейронною мережею і генетичними алгоритмами. У них керуючий вплив, або алгоритми керування, змінюються автоматично і цілеспрямовано для забезпечення кращого керування об'єктом. При цьому характеристики об'єкта керування або впливу навколишнього середовища можуть змінюватися заздалегідь невідомим законам. При цьому настроювальні параметри регулятора теж змінюються за спеціальним алгоритмом з метою досягнення найкращої якості (зменшення часу перехідного процесу, числа перемикачів і помилок тощо.).

Із зростанням кількості датчиків, збільшенням площі території, на якій розташована автоматизована система і ускладненням алгоритмів керування стає більш ефективним застосування розподілених систем. Вона являє систему що складається з безлічі пристроїв, рознесених у просторі, кожне з яких не залежить від інших, але взаємодіє з ними для виконання загального завдання. У граничному випадку елементи системи можуть знаходитися на різних континентах земної кулі, а зв'язок між ними може виконуватися через Інтернет.

За такого підходу структура розподіленої системи і структура алгоритму її роботи стають подібні структурі самого об'єкта автоматизації [34].

Розподілена система має такі характеристики:

- більшу швидкодію завдяки розподілу завдань між паралельно працюючими процесорами;
- підвищену надійність (відмова одного з контролерів не впливає на працездатність інших);
- велику стійкість до збоїв;
- більш просте нарощування або реконфігурування системи;
- спрощену процедуру модернізації;
- більшу простоту проектування, налаштування, діагностики та обслуговування завдяки відповідності архітектури системи архітектурі об'єкта управління, а також відносній простоті кожного з модулів системи;
- поліпшену поміхостійкість і точність завдяки зменшенню довжини ліній передачі аналогових сигналів від датчиків до пристроїв введення;
- менший обсяг кабельної продукції, знижені вимоги до кабелю і нижча його вартість;
- менші витрати на монтаж та обслуговування кабельного господарства.

Структурно-функціональна схема розподіленої системи управління показана на рис. 1.8.

Розподілені системи управління будуються через промислові мережі з рівневим типом і складаються з таких рівнів:

- нижній рівень – на цьому рівні задача керування переважно зводиться до локальної стабілізації технологічних параметрів типових процесів за допомогою системи автоматичного регулювання. В основу САР покладено принцип одноконтурних систем регулювання з використанням ПД-закону регулювання.

– середній рівень – у лінійній системі керування відбувається оброблення сигналів від датчиків з видачою їх на перевірку адекватності системи за рахунок порівняння інформації про стан технологічного процесу з моделлю об'єкта та розрахунок оптимальних настрювальних параметрів для регуляторів залежно від деяких критеріїв, які задаються відповідно до техніко – економічних показників або від інформації яка приходить з рівня перевірки адекватності.



Рис. 1.8. Структурно – функціональна схема розподіленої системи управління

– верхній рівень АСК підприємства – за допомогою системи *Internet* розгорнуто глобальну інформаційну мережу, через яку адміністрація підприємства отримує і передає інформацію галузевого типу, крім того, вона отримує і обробляє міжнародні фінансово–економічні та кон’юнктурні дані.

1.5.2. Сучасні методи моделювання технологічних об’єктів.

Одним з ключових питань під час синтезу САР є розробка адекватної ММ ОК. Відомо, що розробка моделей фізичних систем, це дуже складна і трудомістка робота, яка займає від 80 до 90 % зусиль, необхідних для аналізу і синтезу систем керування, і включає такі етапи [35]:

- визначення параметрів процесу, які впливають на об’єкт керування;
- визначення зв’язків між параметрами;
- складання матеріальних та енергетичних балансів об’єктів керування;
- лінеаризація цих балансів;
- одержання диференціального рівняння.

Результатом моделювання майже всіх технологічних об’єктів є складне диференціальне рівняння великого порядку, яке надалі використовується для розрахунку САР.

Під математичною моделлю зазвичай розуміють сукупність співвідношень (рівнянь, логічних умов, операторів тощо.), що визначають характеристики станів об’єкту моделювання.

Сучасні наука й технологія як об’єкти дослідження розглядають матеріальні об’єкти навколишнього світу та їхні фізико–хімічні перетворення. Практична реалізація цих досліджень від лабораторних установок до промислових виробництв використовує моделювання як *процес пізнання*, а також для *оптимальної організації, функціонування й керування виробництвом*.

1.6. Роль і місце моделей та моделювання.

Сучасним технологіям притаманна висока складність, яка виявляється у великій кількості й різноманітні параметрів, що визначають хід процесів, внутрішніх зв’язків між параметрами, у їхньому взаємному впливі, причому

зміна одного параметра може викликати нелінійну зміну інших параметрів. Ця складність підсилюється при виникненні множинних зворотних зв'язків між параметрами, а також неконтрольованими збуреннями, випадковим чином розподіленими в часі. [36-38]

Інформаційний потенціал, генерований технологічними процесами, надзвичайно великий. При обмежених можливостях його сприйняття необхідно зменшувати цей потенціал, що остаточно призведе до скорочення альтернатив під час прийнятті керуючих рішень. Це досягається пізнанням процесу через *моделі* – спрощені системи, які відображають окремі, обмежені в потрібному напрямку, сторони процесу, що розглядається.

Існує багато способів одержання моделей технологічних процесів. Кожен спосіб дає можливість побудувати модель, адекватну процесу в тому чи іншому сенсі, що залежить від обраного критерію. Це означає, що існує деяка абстрактна відповідність між безліччю моделей і модельованим об'єктом.

Моделювання, власне кажучи, засновано на використанні динамічної аналогії, яка означає нетотожну подобу властивостей або співвідношень.

Моделювання передбачає побудову моделі будь-якого характеру, що має властивості (або характеризується співвідношеннями), подібні до властивостей або співвідношень досліджуваної природної або технічної системи. Таким чином можна імітувати роботу системи й приймати попередні рішення щодо оптимізації її характеристик.

До мети моделювання можна віднести:

- обґрунтування вірогідності математичного описання;
- одержання функціональних зв'язків між величинами;
- порівняння кінцевого числа стратегій рішення індивідуальної проблеми (тобто відповідь на запитання: що буде, якщо...?);
- ідентифікація системи, яку моделюють;
- оптимізація моделі;
- вибір цільових функцій;
- застосування моделювання для навчання й тренування.

Дослідження методом моделювання починається з розробки моделі й продовжується в ході роботи з нею. Мета такого дослідження – визначення поведінки досліджуваної системи. Практично не існує обмежень щодо характеру системи. Однак предметом нашого вивчення є різноманітні технологічні системи [39].

Моделювання систем поєднує в собі моделі об'єкта з одного боку й способи відображення їх функціонування з іншого. І чим глибше цей взаємозв'язок відображено в моделі, тим кращий результат можна очікувати від моделювання. При цьому моделі повинні найбільш точно відповідати методам і цілям моделювання. Умови, що накладаються цілями моделювання, визначають методи й критерії класифікації моделей.

Можна виділити такі способи створення моделей [39] (рис. 1.9):

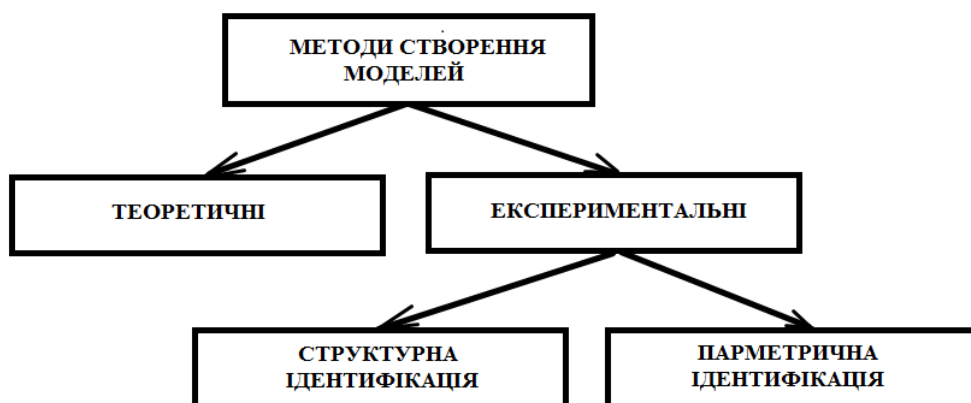


Рис. 1.9. Методи створення моделей

Теоретичний – припускає створення моделі на основі відомих законів фізики, механіки, які описують основні, з погляду поставленої мети, процеси, що відбуваються в об'єкті.

Експериментальний (або ідентифікація) – припускає побудову моделі на основі результатів експерименту, проведеного з реальним об'єктом.

Своєю чергою експериментальний метод побудови моделі можна розділити на:

- Структурну ідентифікацію – визначається структура моделі на підставі результатів експерименту, проведеного з реальним об'єктом.
- Параметричну ідентифікацію – визначаються параметри моделі, структура якої визначена раніше, на підставі результатів експерименту, проведеного з реальним об'єктом.

1.6.1. Класифікація моделей.

Можна виділити такі види моделей які показані на (рис. 1.10):

Залежно від характеру досліджуваних (модельованих) процесів моделі можна класифікувати за таких ознаках:

- *Детермінованість*. Детерміновані моделі, у яких використовуються детерміновані залежності без урахування внутрішніх факторів і впливів зовнішнього середовища, що носять випадковий характер.

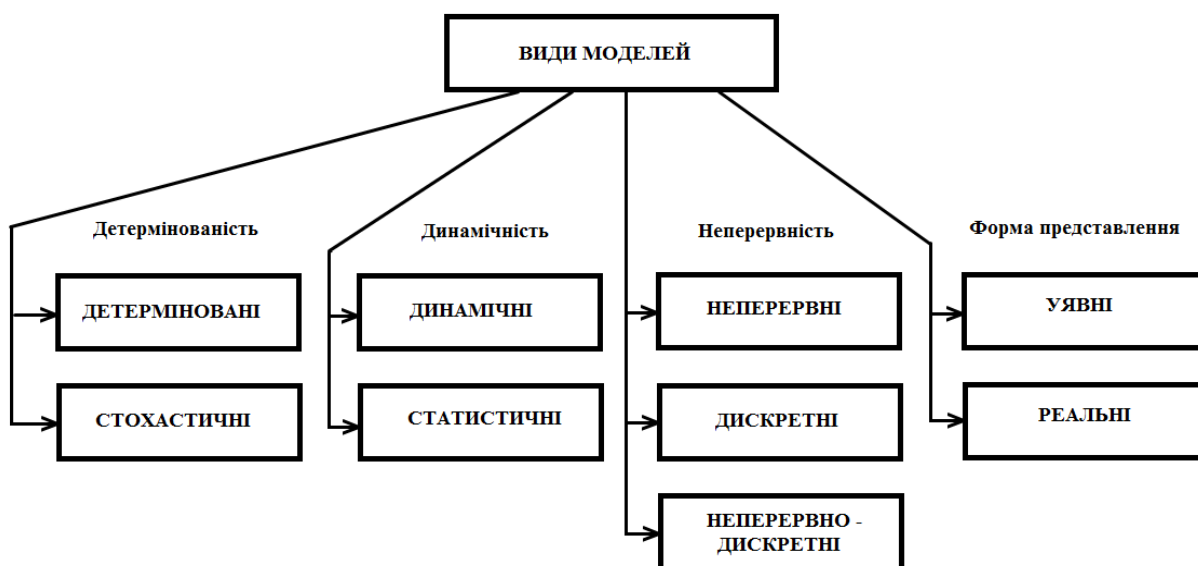


Рис. 1.10. Види моделей

Стохастичні моделі, які відображають імовірнісні й випадкові процеси в об'єкті. При цьому використовується математичний апарат статистики й імовірнісних процесів.

Динамічність.

Статичні моделі. Ці моделі відображають особливі статичні режими, коли процеси, що відбуваються в об'єкті, не залежать від часу.

Динамічні моделі. Ці моделі відображають процеси, що відбуваються в об'єкті, в часі. При цьому час є одним з параметрів моделі.

Безперервність.

Безперервні моделі. Ці моделі відображають зміну параметрів процесів, що відбуваються в об'єкті, протягом усього часу дослідження й (або) уздовж координат об'єкта безперервною залежністю. Математичним апаратом даного типу моделей є диференціальні рівняння.

Дискретні моделі. Ці моделі відображають параметри процесів у певні моменти часу й (або) у певних точках об'єкта. Застосовуваний математичний апарат – різниці рівняння.

Безперервно–дискретні моделі. Ці моделі поєднують у собі властивості безперервних і дискретних моделей. Наприклад, безперервна зміна параметрів у часі й дискретна – в просторі [34].

1.6.2. Підходи до розроблення моделей.

Процес розробки моделі включає кілька етапів:

1 етап. Постановка задачі й визначення властивостей реального об'єкта, що підлягають дослідженню.

2 етап. Констатація складності або неможливості дослідження реального об'єкта.

3 етап. Вибір моделі, що добре фіксує основні властивості об'єкта з одного боку, і що легко піддається дослідженню з іншою. Модель повинна відображати основні властивості об'єкта й не повинна бути громіздкою.

4 етап. Дослідження моделі відповідно до поставленої мети (проведення експериментів).

5 етап. Перевірка адекватності об'єкта й моделі. Якщо немає відповідності, то необхідно повторити перші чотири етапи.

6 етап. Остаточний вибір моделі.

Кожний з етапів є дуже важливим для отримання адекватної моделі. Однак необхідно приділити особливу увагу 4-му етапу. Проведення експериментів є

складним етапом, часто довготривалим, а можливо й небезпечним. Застосування складного обладнання або устаткування, що знаходиться у промисловому використанні, робить цей етап досить коштовним. Тому проведення етапу експериментальних досліджень необхідно ретельно планувати та готувати.

За способом проведення експериментальні дослідження можна поділити на:

- **Виробничий (пасивний) експеримент** – відтворення на натурному об'єкті основних режимів виробничого процесу для подальшого дослідження. В якості збурюючих впливів використовуються природні випадкові зовнішні та внутрішні збурення. Процес ведеться виключно в рамках технологічного регламенту, не наближаючись до небезпечної межі.

- **Науковий (активний) експеримент** – відтворення на натурному об'єкті якісно нових режимів, збільшення технічних границь. Реальний об'єкт використовується в якісно нових умовах функціонування або при впливі нових чинників зовнішнього середовища з подальшим обробленням результатів. Збурення вносять примусово за попередньо розробленою програмою. Вимагає ретельної підготовки та планування.

- **Комплексний експеримент** – поєднує в собі елементи наукового й виробничого експериментів.

За способом відтворення процесів на моделях (моделювання) можна виділити:

- моделювання у реальному масштабі часу – здійснюють постановку експерименту в однакових масштабах часу як для об'єкта, так і для моделі.

- моделювання у нереальному масштабі часу – при постановці експерименту масштаби часу для моделі й об'єкта різняться на деяку величину.

Можна виділити *класичний* і *системний* підходи до завдання побудови моделей(Рис. 1.11).

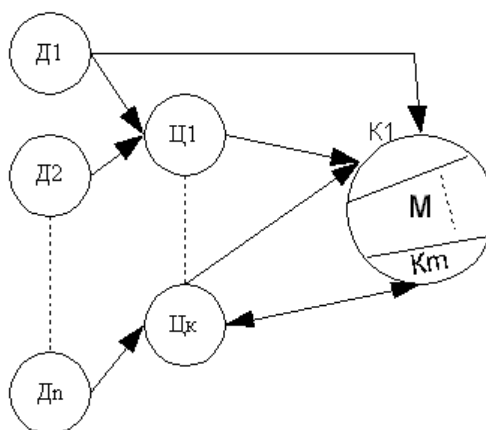


Рис.1.11. Класичний підхід

Суть методу полягає в тому, що реальний досліджуваний об'єкт розбивається на окремі компоненти D_i і вибираються певні цілі формування окремих компонентів моделі. Потім, на основі вихідних даних, створюються компоненти моделі, сукупність яких, з урахуванням їх взаємодії, поєднується в модель. Даний метод є індуктивним, тобто модель будується від окремого до загального (від окремих компонентів до повної моделі). Класичний підхід використовується для моделювання відносно простих систем[39].

Моделювання. Моделювання широко застосовується в процесі дослідження, проектування та створення систем керування технологічними процесами [39]. Моделювання як метод дослідження об'єктів і систем керування є важливим етапом їх проектування. На основі розроблених моделей можна виконувати аналіз та синтез простих і складних систем керування, вирішувати питання їх оптимізації, а також прогнозувати якість роботи.

У вітчизняній практиці слово "моделювання" відповідає англійському "Modelling" (або американському "Modeling"), тобто побудові моделі та її аналізу, включаючи оцінку адекватності. Англійському "simulation" традиційно відповідає або "імітаційне моделювання" або "обчислювальний експеримент", тобто розробку комп'ютерної моделі й роботу з нею. У той же

час "обчислювальний експеримент" наявний у сучасній науці моделювання. Усі ці терміни насправді описують певний ряд технологічних операцій, які виконуються в процесі створення, верифікації й використання математичних моделей.

Говорячи про керування процесом моделювання, частіше використовують терміни стан (*state*), подія (*event*) і об'єкт (*entity* – буквально "сутність"). Відповідно до цього сам процес включає *Event management*, *Queues management*, *Time management* і *Model management*.

Стан у моделюванні приблизно відповідає поняттю стану в теорії керування – це сукупність змінних моделі, що описують систему в кожний момент часу. Події – це дії, що призводять до зміни стану системи. Об'єкти – це дійсно сутності (об'єкти реального світу), представлені в моделі. Для них визначається стан, і на них спрямовані впливи.

Програма моделювання включає черговість подій (*Event management*, *Queues management*), у тому числі допускається й випадковий порядок подій. *Time management* визначає порядок урахування часу (у найпростішому випадку час тече рівномірно). У випадку моделювання декількох процесів, що відбуваються у різних масштабах часу, можна скористатися так званим *stepped simulation* (покрокове моделювання).

Model management описує взаємодію моделі з користувачем. Особливу роль в останні роки набув "дружній інтерфейс" (аудіовізуальне подання результатів моделювання, 3D-графіка). Крім того, у складних випадках *Model management* підтримує стійкість самого процесу моделювання, відслідковує закінчення певних стадій, одержання потрібного обсягу даних, перехід до наступних етапів процесу й визначає момент закінчення процесу.

Адекватність моделей. Одним з головних показників якості процесу розроблення моделі є її адекватність. Під адекватністю моделі розуміють відповідність властивостей (функцій/параметрів/характеристик тощо) моделі і відповідних властивостей об'єкта, який досліджують за допомогою моделі[39].

Очевидно, що мінливість досліджуваного об'єкта робить поняття адекватності відносним. І із цього можна зробити висновок, що та сама модель

в деяких випадках може ідентифікуватися як адекватна, а в інших – як неадекватна. Залежить це від ступеня поінформованості про властивості об'єкта. Що менше поінформованість, то більше ймовірність отримати неадекватну модель.

Про адекватність моделі як практичного інструмента треба судити не тільки й навіть не стільки по тому, наскільки близько математичний опис фізиці реального життя. Може статися, що рекомендації й рішення, які отримані на основі деякої свідомо "неадекватної" моделі, задовольняють існуючим реальним потребам. У таких випадках більш адекватні моделі не розробляються зовсім, або залишаються непотрібними навіть будучи розробленими.

Твердження про адекватність моделей у теорії й практиці керування передусім диктується розв'язуваною задачею. Інтегрована модель керування складною системою адекватна своїй меті тільки тоді, коли вона дозволяє досягати поставлених цілей.

Якщо деяка задача може бути розв'язана без строгої математичної моделі, наприклад, за допомогою "евристичних" рекомендацій, алгоритмів або рішень, то до реального моделювання об'єкта справа може й не дійти. Тому відсутність математичного опису парадоксальним чином можна вважати найпростішою "адекватною" моделлю процесу за відсутності самої необхідності в моделюванні.

Адекватність моделі зв'язана тільки з можливістю її практичного використання. Будь-які явища, що виявлено в обчислювальному експерименті, вимагають підтвердження в реальному експерименті. Підтвердження адекватності моделі в принципі триває на будь-якому етапі роботи з моделлю. І робиться це саме порівнянням із практикою. Відмінність очікуваного за моделлю й реального ходу процесу вимагає уточнення моделі.

1.7. Методи ідентифікації

Ідентифікацією називається оптимальна в деякому розумінні модель, яка побудована за результатами спостережень над вхідними та вихідними змінними об'єкта.

Задачею ідентифікації називається обернена задача(рис. 1.12) системного синтезу

$$A_m = f(u, Y).$$

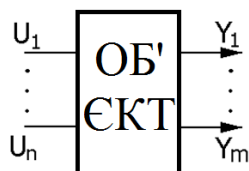


Рис. 1.12. Задача ідентифікації

Виділяють два типи задач ідентифікації: структурна ідентифікація та параметрична ідентифікація.

1.7.1. Структурна ідентифікація.

Структурна ідентифікація – це складна задача, яка зазвичай потребує творчого підходу. Головна мета – визначення структури моделі. При цьому об’єкт розглядається як «чорна скринка», тобто інформація про його структуру відсутня.

Для розв’язання задачі структурної ідентифікації можна запропонувати лише загальний алгоритм у вигляді певних рекомендацій:

1. Визначитися з типом (класом) моделі.

а) Якщо можливо, будувати фізичну модель (за відомими законами фізики, пам’ятаючи про мету побудови моделі);

б) Побудову математичної моделі треба починати з найпростіших типів (лінійна, безперервна, одномірна тощо.);

в) Намагатися перетворити модель до вигляду лінійної регресії:

$$y_i = a_0 + a_1 \cdot u_1 + \dots + a_n \cdot u_n.$$

2. Визначитися з розмірністю або порядком моделі (встановлення кількості внутрішніх змінних моделі). Розглянути коваріаційні (залежність від характеристик випадкових перешкод) та кореляційні (взаємозв'язок між певними двома внутрішніми змінними) матриці. Існує кілька методів дослідження коваріаційних і кореляційних матриць, які дозволяють встановити недостатність або надмірність моделі.

3. Перейти до параметричної ідентифікації (спосіб параметризації моделі).

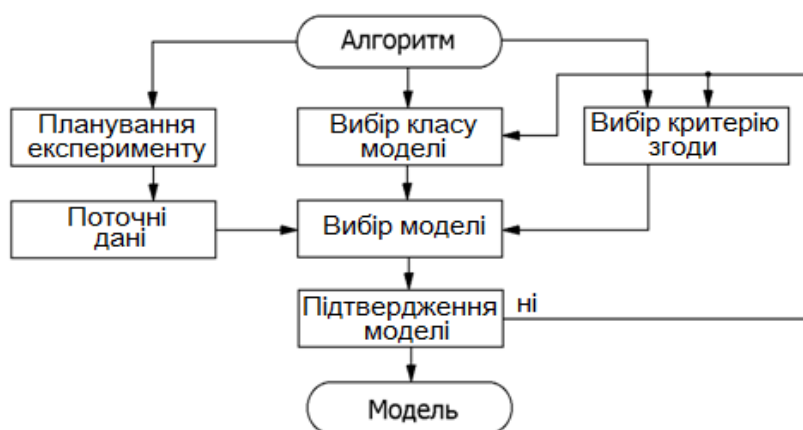


Рис. 1.13. Загальний алгоритм ідентифікації моделі

1.7.2. Поточні дані.

Дані для розроблення моделі можуть бути отримані в результаті пасивного або активного експерименту. В ході *пасивного експерименту* дослідник не впливає на хід досліджуваного процесу. Усі зміни параметрів процесу обумовлені або випадковими збуреннями, або технологічним регламентом процесу. При *активному експерименті* дослідник планує зміни ходу технологічного процесу в програмі експерименту. У результаті активного експерименту спрощується процедура ідентифікації, але його проведення не завжди можливо.

1.7.3. Вибір класу моделі. Спочатку визначаються параметри моделі $F = (L, N, M)$, де L – лінійність, N – безперервність, M – багатомірність.

Кожний із цих параметрів може приймати значення або 0, або 1. Найпростіша модель – $F = (1, 1, 0)$.

Для ідентифікації моделі будуються критерії згоди. Найчастіше застосовують такі методи одержання критеріїв згоди:

Метод найменших квадратів. Нехай у результаті досліджень одержали деяку множину статистичних даних або даних експериментів. Якщо в якості аргументу виступає час, то маємо динамічний ряд.

Треба знайти аналітичний вигляд функції $y = f(x)$, яка добре відображала б залежність між цими одержаними даними. Функцію $y = f(x)$ можна шукати у вигляді інтерполяційного поліному. Але інтерполяційні поліноми не завжди добре відображають характер поведінки функції, що задана таблицею. До того ж значення y_i дістають у результаті експерименту, а вони, як правило, сумнівні. У цьому разі задача інтерполювання табличної функції втрачає сенс. Тому шукають таку функцію $y = F(x)$, значення якої при $x = x_i$ досить близькі до табличних значень y_i ($i = 1, 2, \dots, n$). Формулу $y = F(x)$ називають *емпіричною*, або *рівнянням регресії* y на x . Емпіричні формули мають велике практичне значення. Вдало підібрана емпірична формула дає змогу не тільки апроксимувати сукупність експериментальних даних, «згладжуючи» значення величини y , а й екстраполювати знайдену залежність на інші проміжки значень x .

Процес побудови емпіричних формул складається з двох етапів: встановлення загального виду цієї формули і визначення найкращих її параметрів.

Щоб встановити вигляд емпіричної формули, на площині будують точки з координатами (x_i, y_i) ($i = 1, 2, \dots, n$). Деякі з цих точок сполучають плавною кривою, яку проводять так, щоб вона проходила якомога ближче до всіх даних точок. Після цього візуально визначають, графік якої з відомих нам функцій найкраще підходить до побудованої кривої. Зазвичай, намагаються підібрати

найпростіші функції: лінійну, квадратичну, дробово–раціональну, степеневу, показову, логарифмічну.

Встановивши вигляд емпіричної формули, треба знайти її параметри (коефіцієнти).

Суть методу найменших квадратів полягає в подальшому.

У загальному випадку емпірична залежність має вигляд

$$y^m = F(x; a_1, a_2, \dots, a_m), \quad (1.12)$$

де a_1, a_2, \dots, a_m – невідомі коефіцієнти.

Треба знайти такі значення коефіцієнтів a_i ($i=1, 2, \dots, m$), за яких крива (1.12) якомога ближче проходить до всіх n точок $(x_1, y_1), (x_2, y_2), \dots, (x_n, y_n)$, знайдених експериментально. Зрозуміло, що жодна з експериментальних точок не задовольняє точно рівняння (1.12). Відхилення від підстановки координат (x_i, y_i) у рівняння (1.12) дорівнюватимуть величинам $\delta_i = y_i - F(x_i; a_1, \dots, a_m)$ ($i=1, 2, \dots, n$).

За методом найменших квадратів найкращі значення коефіцієнтів a_1, a_2, \dots, a_m ті, для яких сума квадратів відхилень

$$S(a_1, a_2, \dots, a_m) = \sum_{i=1}^n \delta_i^2 = \sum_{i=1}^n [y_i - F(x_i; a_1, \dots, a_m)]^2 \quad (1.13)$$

дослідних даних y_i від обчислених за емпіричною формулою (1.33) найменша.

$$S = \sum_{i=1}^n [y_i - F(x_i; a_1, \dots, a_m)]^2 \rightarrow \min .$$

Звідси випливає, що величина (1.13), яка є функцією від коефіцієнтів a_1, a_2, \dots, a_m , повинна мати мінімум. Необхідна умова мінімуму функції багатьох змінних – її частинні похідні мають дорівнювати нулю, тобто

$$\frac{\partial S}{\partial a_1} = 0, \frac{\partial S}{\partial a_2} = 0, \dots, \frac{\partial S}{\partial a_m} = 0. \quad (1.14)$$

Виходячи з умови (1.14), диференціюємо вираз (1.13) по невідомим параметрах a_1, a_2, \dots, a_m і отримуємо відносно них систему рівнянь:

$$\begin{cases} \sum_{i=1}^n (y_i - F(x_i; a_1, a_2, \dots, a_m)) \cdot \frac{\partial F(x_i; a_1, \dots, a_m)}{\partial a_1} = 0, \\ \sum_{i=1}^n (y_i - F(x_i; a_1, \dots, a_m)) \cdot \frac{\partial F(x_i; a_1, \dots, a_m)}{\partial a_2} = 0, \\ \dots \\ \sum_{i=1}^n (y_i - F(x_i; a_1, \dots, a_m)) \cdot \frac{\partial F(x_i; a_1, \dots, a_m)}{\partial a_m} = 0. \end{cases} \quad (1.15)$$

Система (1.15) називається *нормальною*. Якщо вона має розв'язок, то він єдиний, і буде шуканим.

Якщо емпірична функція (1.1) лінійна відносно параметрів a_1, a_2, \dots, a_m , то нормальна система (1.15) буде системою з m лінійних рівнянь відносно шуканих параметрів.

Будуючи емпіричні формули, припускатимемо, що експериментальні дані (x_i, y_i) ($i=1, 2, \dots, n$) додатні.

Якщо серед значень x_i і y_i є від'ємні, то завжди можна знайти такі додатні числа p і q , що $\bar{x}_i = x_i + p > 0$ і $\bar{y}_i = y_i + q > 0$ ($i=1, 2, \dots, n$).

Тому розв'язування поставленої задачі завжди можна звести до побудови емпіричної формули для додатних значень (\bar{x}_i, \bar{y}_i) .

Критерій згоди за методом найменших квадратів у матричній формі має вигляд

$$J = E^T \cdot I \cdot E \rightarrow \min ,$$

де J – критерій згоди;

I – одинична матриця.

Помилка за окремою змінною $e_i = y_i - y_i^m$, помилка системи $E = \begin{bmatrix} e_1 \\ \vdots \\ e_n \end{bmatrix}$.

Метод найменших квадратів не потребує жодної апріорної інформації.

1.7.4. Параметрична ідентифікація.

На практиці для моделювання динамічних систем як правило використовують лінійні динамічні стаціонарні моделі [36-38].

Хай існує система порядку n (з n компонентами вектору стану), p входами і q виходами.

Запишемо її у вигляді

$$\begin{cases} \dot{x}(t) = A(t)x(t) + B(t)u(t) \\ y(t) = C(t)x(t) \end{cases}, \quad (1.16)$$

де $x = (x_1, x_2, \dots, x_n)^T$ – n -мірний вектор стану;

$u = (u_1, u_2, \dots, u_p)^T$ – p -мірний вектор керування;

$y = (y_1, y_2, \dots, y_q)^T$ – q -мірний вектор вихідних координат об'єкту;

$$\dot{x}(t) = \frac{dx(t)}{dt};$$

A – матриця системи порядку $n \times n$;

B – матриця входу порядку $n \times p$;

C – матриця управління порядку $q \times n$.

Р. Калманом було визначено такі властивості системи: керованість, спостережуваність, ідентифікованість.

1.7.5. Ідентифікованість системи.

Лінійна динамічна система (1.16) називається повністю ідентифікованою по стану, якщо при заданому векторі початкових умов x_0 існує керування, при якому параметри A , B , C можна відновити з точністю до параметрів її канонічної форми (спостережуваності) за часовою послідовністю $x = x(t)$.

Інакше, пара $((A, B, C), x_0)$ цілком ідентифікована тоді й тільки тоді, коли існує керування, при якому безліч пар, об'єднаних спільністю інтегральної

кривої $x = x(t)$, вироджується при канонічному її описі в точку. А якщо ні, то зазначена пара неідентифікована.

Необхідна й достатня умова повної ідентифікованості пари $((A, B, C), x_0)$ полягає в тому, що матриця

$$P_I = [x_0, Ax_0, A^2x_0, \dots, A^{n-1}x_0, B, AB, A^2B, \dots, A^{n-1}b]$$

має ранг n (n – порядок системи). При цьому припускається спостережуваність системи.

Критичний аналіз виробництва метанолу на ПрАТ «Сєвєродонецьке об'єднання «АЗОТ» дав змогу виявити технологічний резерв виробництва та шляхи його використання.

Резервом виробництва метанолу є:

- можливість збільшити концентрацію метанолу на виході колони синтезу метанолу шляхом оптимального перерозподілу синтез-газу за фізичними каналами колони синтезу метанолу;

- здійснення узгодженої роботи АПО стадії охолодження та конденсації метанолу, що дозволить запобігти «ривкам» зміни тиску на вході компресора синтез-газу та, відповідно, розбалансу колони синтезу та всього агрегату.

Пов'язує ці напрями оптимізації виробництва метанолу необхідність отримання простої та водночас адекватної математичної моделі.

Проведений аналіз методів розроблення математичних моделей показав, що під час вирішення одного із ключових питань синтезу САР, а саме розробки математичних моделей ОК виявив, що найтипівіший об'єкт вже має 3–4-й порядок детермінованої моделі, до нього ще додаються виконавчий пристрій, регулюючий орган, датчик, нормуючий перетворювач і вже отримуємо математичну модель 8–10-го порядку. З такою моделлю розв'язати оптимізаційні задачі майже неможливо використовуючи точні аналітичні методи. Виникає необхідність використовувати приближені методи. Тому, немає сенсу ускладнювати математичну модель та йти на наближене рішення,

якщо можна використовувати точну модель більш низького порядку і застосувати аналітичне рішення.

РОЗДІЛ 2.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ З МОДЕЛЛЮ КОЛОНОЮ СИНТЕЗУ МЕТАНОЛУ У ВИРОБНИЦТВІ МЕТАНОЛУ

На початкових стадіях проектування виробництва відсутня можливість використання експериментальних даних з цього виробництва. Замість них можна використовувати результати моделювання цього виробництва. При цьому використовуються, як правило, аналітичні моделі, які побудовано на основі фундаментальних законів фізики: збереження маси, енергії, імпульсу тощо [39].

Перевага таких моделей полягає в тому, що діапазон їх адекватності технологічному процесу визначається фізичними властивостями об'єктів і середовищ. Наприклад, параметри фазових переходів, механічна міцність обладнання, тощо.

Більшість виробництв можна поділити на типові технологічні процеси, які відбуваються в типовому технологічному обладнанні. Як типові можна розглядати процеси масо- і теплообміну, хімічного перетворення, гідродинамічні, фазових переходів. Технологічні процеси, які побудовані на типових процесах, мають своє типове технологічне обладнання. До основних апаратів, наприклад хімічної технології, відносяться трубопроводи, ємності, теплообмінники, випарні, абсорбційні й ректифікаційні колони тощо.

Незважаючи на велике різноманіття хіміко-технологічних об'єктів і процесів, які відбуваються в них, для побудови аналітичних моделей можна використовувати єдиний підхід, взявши за основу сучасну класифікацію процесів. Призначення моделей – використання в системах регулювання і управління визначає їх склад. Головною вимогою, яка висувається до таких

моделей, є з одного боку простота, а з іншого – достатня точність. Точність моделей забезпечується урахуванням у них усіх найбільш істотних процесів, а простота – системою припущень.

2.1. Динамічна математична модель полки газового реактора.

2.1.1. Інформаційно-логічний аналіз полки колони синтезу. Розглянемо полку газового реактора, яка наведена на рис. 2.1.

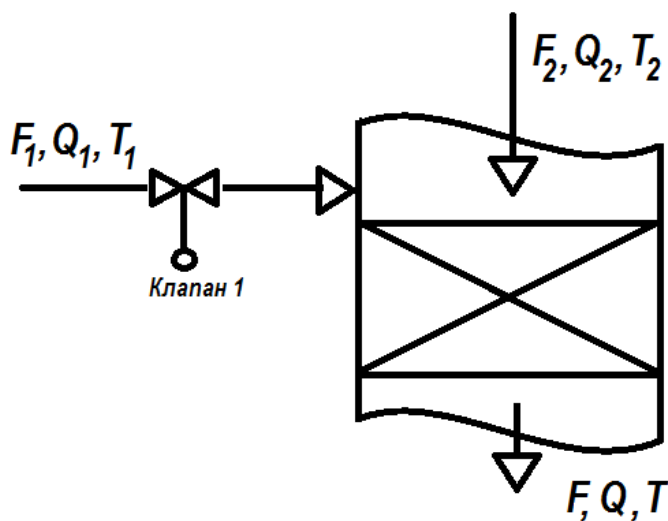


Рис. 2.1. Полка газового реактора

На полицях газового реактора синтезу метанолу (колони синтезу метанолу) відбувається каталітична реакція синтезу метанолу. Синтез-газ по каналу «основного» ходу з витратою F_2 , температурою T_2 і концентрацією метанолу Q_2 подається на вхід полки газового реактора. На першу полку синтез-газ «основним» ходом подається через внутрішній теплообмінник колони синтезу, а на другу і третю полки з попередніх полиць колони. Для регулювання температурного режиму на полицях колони, частина синтез-газу подається минаючи внутрішній теплообмінник колони синтезу через регулюючі клапани (на рис. 2.1. Клапан 1). Ці потоки називаються «холодними» байпасами. Відповідно до рис. 2.1 «холодний» байпас з витратою F_1 , температурою T_1 та концентрацією метанолу Q_1 подається на вхід полки газового реактора через регулюючий клапан 1. На вході полки реактора ці два потоки змішуються між

собою, а на каталізаторі полки утворюється метанол. Процес відбувається за температурі T і тиску P . Продукти реакції відводяться із реактора витратою F , яка фактично дорівнює сумі двох витрат F_1 і F_2 . Концентрація метанолу на виході полки Q .

Модель, що розроблено для однієї полиці колони синтезу (наприклад, для першої), можна застосувати для другої й для третьої полиць колони. Для цього необхідно буде врахувати індекси, що позначають прив'язку потоків і параметрів до нумерації полиць колони.

На виробництві метанолу на стадії синтезу метанолу використовують технологічну схему з рециклом. У цій схемі цільовий компонент (метанол) з вихідного потоку з колони вилучають, а газ, який очищено від метанолу і містить достатньо велику кількість реагентів, повертають в реактор. Тому у вхідних потоках метанол міститься в невеликих концентраціях.

Концентрація метанолу, який утворюється внаслідок реакції, визначає температуру на полицях колони. Реакція синтезу метанолу є екзотермічною. Температура на полицях реактора підтримується на заданому рівні за рахунок подачі на вхід полки потоку холодного синтез-газу – «холодного» байпаса.

До вихідних параметрів (координат) процесу, як правило, відносять концентрацію Q метанолу на виході полки реактора, температуру T до реактора й тиску P . У виробництві метанолу тиск P визначається роботою компресора, і тому цей параметр потрібно віднести до збурюючих параметрів. При керуванні газовими реакторами достатньо регулювати температуру, а концентрацію в цьому випадку можна тільки контролювати.

До вхідних координат процесу слід віднести тільки витрату газу по «холодному» байпасу F_1 . Витрата синтез-газу за основним ходом на вході F_2 колони й на вході кожної полиці не може бути регульованим параметром, і тому її слід віднести до збурень.

Усі інші параметри процесу є збурюючими координатами. До них слід віднести температури вхідних потоків T_1 і T_2 та концентрації Q_1 і Q_2 у них

цільового компонента. Інформаційно-логічна схема полки колони синтезу метанолу наведена на рис. 2.2.

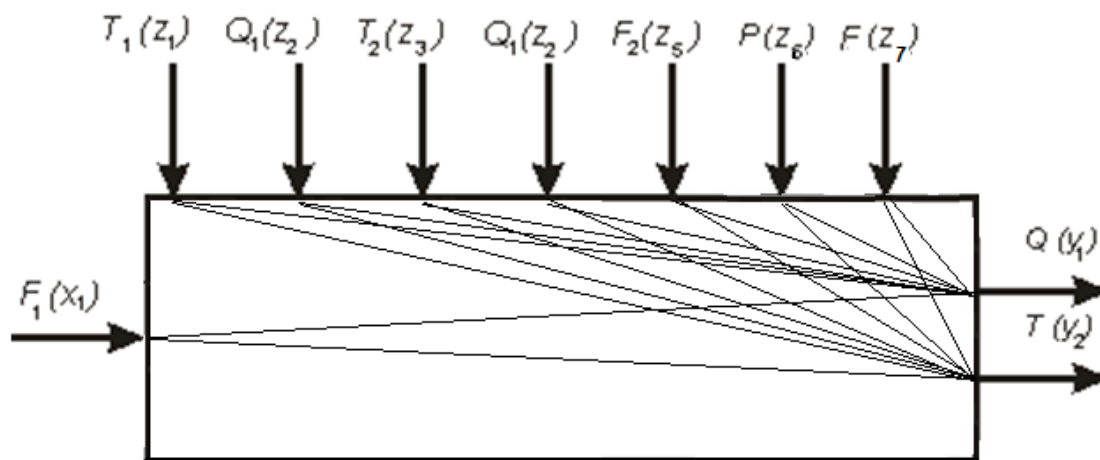


Рис. 2.2. Інформаційно-логічна схема полки газового реактора

Також слід зазначити, що вихідні координати газового реактора є взаємопов'язаними. Так, наприклад, зміна температури в реакторі з одного боку відповідно до закону Ле Шательє змінить кількість речовини, яка утворюється, тобто викличе зміну концентрації, а з іншого боку викличе зміну тиску в реакторі. З цього випливає, що зміна будь-якої з вхідних координат (регулюючої або збурюючої) спричинить зміну відразу всіх вихідних координат.

Для визначення ММ газового реактора потрібно скласти дві часткові моделі: за концентрацією Q цільового компонента (метанолу), за температурою T . Складемо ці часткові ММ.

2.1.2. Розроблення часткових математичних моделей першої полиці колони синтезу.

Можлива побудова ММ за концентрацією метанолу, який утворюється внаслідок реакції, або за концентрацією одного з реагентів, який витрачається в реакції. Вибір того чи іншого компонента, за концентрацією якого складається модель, залежить від можливості вимірювання концентрації, регулювання, мети керування то що.

Розглянемо складання приватної ММ за концентрацією Q метанолу, який утворюється в реакції (цільового компонента). Складемо рівняння матеріального балансу за цільовим компонентом (компонентом, який утворюється в реакції). Цільовий компонент надходить в реактор з першим і з другим потоком, утворюється на полиці колони внаслідок реакції, накопичується в реакторі й відводиться з потоком, який виходить з реактора.

Рівняння матеріального балансу за цільовим компонентом має вигляд.

$$dm_1 + dm_2 + dm_p = dm_v + dm, \quad (2.1)$$

де dm_1 – маса метанолу, яка потрапляє в реактор з першим потоком;

dm_2 – маса метанолу, яка потрапляє в реактор з другим потоком;

dm_p – маса метанолу, яка утворюється в реакції;

dm_v – маса метанолу, яка накопичується в реакторі об'ємом V ;

dm – маса метанолу, яка відводиться з реактора.

Запишемо рівняння (2.1) в технологічних змінних.

$$dm_1 = F_1 Q_1 dt, \quad (2.2)$$

де F_1 – витрата синтез-газу по «основному» ходу на вході полки, $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$;

Q_1 – концентрація метанолу в потоці «основного» ходу, мас. частка;

dt – приріст часу, с .

$$dm_2 = F_2 Q_2 dt, \quad (2.3)$$

де F_2 – витрата синтез-газу по «холодному» байпасу на вході полки, $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$;

Q_2 – концентрація метанолу в «холодному» байпасі, *мас. частка*.

$$dm_p = \rho V K (Q - Q_n) dt, \quad (2.4)$$

де ρ – густина газової суміші в реакторі (визначається з рівняння Менделєєва-

Клапейрона), $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$;

V – реакційний об'єм газового реактора, м^3 ;

K – швидкість хімічної реакції, $\frac{1}{\text{с}}$;

Q і Q_n – концентрація метанолу на виході та на вході полки реактора відповідно, *мас. част.*

У випадку першої полки, концентрації метанолу в потоці «основного» ходу і «холодного» байпаса Q_1 і Q_2 рівні і в розрахунку їх можна прирівняти до величини Q_n . У випадку другої і третьої полки, концентрація метанолу Q_n виходить в результаті змішування двох потоків і, відповідно, буде визначатися за формулою:

$$Q_n = \frac{F_1 Q_1 + F_2 Q_2}{F_1 + F_2}.$$

Швидкість хімічної реакції K залежить від температури процесу. Ця залежність визначається рівнянням Ареніуса

$$K = K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right), \quad (2.5)$$

де K_0 – константа швидкості реакції, $\frac{1}{\text{с}}$;

E – енергія активації реакції, $\frac{\text{Дж}}{\text{моль}}$;

R – універсальна газова постійна, $\frac{\text{Дж}}{\text{моль К}}$;

T – температура реакції, К .

$$dm_V = \rho V dQ, \quad (2.6)$$

де ρ – щільність газової суміші реакторі, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$;

V – вільний об'єм реактора, м^3 ;

dQ – зміна концентрації метанолу в реакторі, *мас. частка*

$$dm = FQ dt, \quad (2.7)$$

де F – витрата газової суміші на виході полки реактора, $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$;

Q – концентрація метанолу на виході реактора, *мас. час.*

Таким чином, з урахуванням рівнянь (2.2) - (2.7) рівняння (2.1) в технологічних змінних набуде вигляду:

$$F_1 Q_1 dt + F_2 Q_2 dt + \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \left(Q - \frac{F_1 Q_1 + F_2 Q_2}{F_1 + F_2}\right) dt = \rho V dQ + (F_1 + F_2) Q dt. \quad (2.8)$$

Розділимо рівняння (4.8) на dt . В результаті отримаємо:

$$F_1 Q_1 + F_2 Q_2 + \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \left(Q - \frac{F_1 Q_1 + F_2 Q_2}{F_1 + F_2}\right) = \rho V \frac{dQ}{dt} + (F_1 + F_2) Q \quad (2.9)$$

Рівняння (2.9) являє собою нелінійну ММ полки колони синтезу по концентрації метанолу. Змінними величинами в цій моделі є такі параметри: F_1 , F_2 , Q_1 , Q_2 , Q , T . Проведемо лінеаризацію рівняння (2.9), використовуючи розкладання в ряд Тейлора.

$$F_1 Q_1 = F_{10} Q_{10} + F_{10} \Delta Q_1 + Q_{10} \Delta F_1 \quad (2.10)$$

$$F_2 Q_2 = F_{20} Q_{20} + F_{20} \Delta Q_2 + Q_{20} \Delta F_2 \quad (2.11)$$

$$\begin{aligned} \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \left(Q - \frac{F_1 Q_1 + F_2 Q_2}{F_1 + F_2}\right) &= \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10} Q_{10} + F_{20} Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) + \\ &+ \left[-\frac{E}{RT_0^2} \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10} Q_{10} + F_{20} Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) \Delta T + \right. \\ &+ \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(\Delta Q - \frac{F_{10} Q_{10} + F_{20} Q_{20}}{F_{10} + F_{20}} - \frac{2F_{10}^2 \Delta Q_1 + (2F_{10} Q_{10} + F_{20} (Q_{10} + Q_{20})) \Delta F_1}{(F_{10} + F_{20})^2} - \right. \\ &\left. \left. - \frac{2F_{10} F_{20} \Delta Q_2 + (2F_{20} Q_{20} + F_{10} (Q_{10} + Q_{20})) \Delta F_2}{(F_{10} + F_{20})^2}\right) \right]. \end{aligned} \quad (2.12)$$

$$\rho V \frac{dQ}{dt} = \rho V \frac{d\Delta Q}{dt} \quad (2.13)$$

$$(F_1 + F_2) Q = (F_{10} + F_{20}) Q_0 + (F_{10} + F_{20}) \Delta Q + Q_0 \Delta F_1 + Q_0 \Delta F_2 \quad (2.14)$$

Підставивши рівняння (2.10) - (2.14) в рівняння (2.9), отримаємо

$$F_{10} Q_{10} + F_{10} \Delta Q_1 + Q_{10} \Delta F_1 + F_{20} Q_{20} + F_{20} \Delta Q_2 + Q_{20} \Delta F_2 +$$

$$\begin{aligned}
& \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) + \\
& + \left[-\frac{E}{RT_0^2} \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) \Delta T + \right. \\
& + \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(\Delta Q - \frac{2F_{10}^2 \Delta Q_1 + (2F_{10}Q_{10} + F_{20}(Q_{10} + Q_{20})) \Delta F_1 -}{(F_{10} + F_{20})^2} \right. \\
& \left. \left. - \frac{2F_{10}F_{20} \Delta Q_2 + (2F_{20}Q_{20} + F_{10}(Q_{10} + Q_{20})) \Delta F_2}{(F_{10} + F_{20})^2} \right) = \rho V \frac{d\Delta Q}{dt} + \right. \\
& \left. + (F_{10} + F_{20})Q_0 + (F_{10} + F_{20})\Delta Q + Q_0\Delta F_1 + Q_0\Delta F_2 \right. \tag{2.15}
\end{aligned}$$

Винесемо з рівняння (2.15) постійні величини.

$$F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20} + \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) = (F_{10} + F_{20})Q_0 \tag{2.16}$$

Рівняння (2.16) є рівнянням статички або статичною ММ полки газового реактора по концентрації метанолу. Це рівняння може бути використано для знаходження режимних параметрів процесу або для знаходження невідомих параметрів ММ.

Винесемо з рівняння (2.15) рівняння статички (2.16).

$$\begin{aligned}
& F_{10}\Delta Q_1 + Q_{10}\Delta F_1 + F_{20}\Delta Q_2 + Q_{20}\Delta F_2 + \\
& + \left[-\frac{E}{RT_0^2} \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) \Delta T + \right.
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& + \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(\Delta Q - \frac{2F_{10}^2 \Delta Q_1 + (2F_{10}Q_{10} + F_{20}(Q_{10} + Q_{20})) \Delta F_1}{(F_{10} + F_{20})^2} - \right. \\
& \left. - \frac{2F_{10}F_{20} \Delta Q_2 + (2F_{20}Q_{20} + F_{10}(Q_{10} + Q_{20})) \Delta F_2}{(F_{10} + F_{20})^2} \right) = \rho V \frac{d\Delta Q}{dt} + \\
& + (F_{10} + F_{20}) \Delta Q + Q_0 \Delta F_1 + Q_0 \Delta F_2
\end{aligned} \tag{2.17}$$

Рівняння (2.17) є розмірною частковою ММ по концентрації метанолу полки колони синтезу метанолу у виробництві метанолу. Зробимо перехід до безрозмірної ММ. Для цього кожний доданок рівняння (2.17) помножимо і розділимо на номінальне значення відповідної змінної.

$$\begin{aligned}
& F_{10}Q_{10} \frac{\Delta Q_1}{Q_{10}} + Q_{10}F_{10} \frac{\Delta F_1}{F_{10}} + F_{20}Q_{20} \frac{\Delta Q_2}{Q_{20}} + Q_{20}F_{20} \frac{\Delta F_2}{F_{20}} + \\
& + \left[-\frac{E}{RT_0} \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}} \right) \frac{\Delta T}{T_0} + \right. \\
& + \frac{\rho V K_0}{(F_{10} + F_{20})^2} \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \frac{\Delta Q}{Q_0} - \frac{2F_{10}^2 Q_{10} \rho V K_0}{(F_{10} + F_{20})^2} \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \frac{\Delta Q_1}{Q_{10}} - \\
& - \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \frac{(2F_{10}Q_{10} + F_{20}(Q_{10} + Q_{20})) F_{10}}{(F_{10} + F_{20})^2} \frac{\Delta F_1}{F_{10}} \\
& - \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \frac{2F_{10}F_{20}Q_{20}}{(F_{10} + F_{20})^2} \frac{\Delta Q_2}{Q_{20}} \\
& \left. - \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \frac{(2F_{20}Q_{20} + F_{10}(Q_{10} + Q_{20})) F_{20}}{(F_{10} + F_{20})^2} \frac{\Delta F_2}{F_{20}} \right] = \rho V Q_0 \frac{d\Delta Q}{dt} +
\end{aligned}$$

$$+ (F_{10} + F_{20})Q_0 \frac{\Delta Q}{Q_0} + F_{10}Q_0 \frac{\Delta F_1}{F_{10}} + F_{20}Q_0 \frac{\Delta F_2}{F_{20}} \quad (2.18)$$

Відповідно до інформаційно-логічної схеми (рис.2.2.) позначимо:

$$\frac{\Delta Q}{Q_0} = y_1; \quad \frac{\Delta T}{T_0} = y_2; \quad \frac{\Delta F_1}{F_{10}} = x_1; \quad \frac{\Delta T_1}{T_{10}} = z_1; \quad \frac{\Delta Q_1}{Q_{10}} = z_2; \quad \frac{\Delta T_2}{T_{20}} = z_3; \quad \frac{\Delta Q_2}{Q_{20}} = z_4; \quad \frac{\Delta F_2}{F_{20}} = z_5; \quad \frac{\Delta P}{P_0} = z_6;$$

$$\frac{\Delta F}{F_0} = z_7.$$

З урахуванням цих замінь, рівняння (2.18) набуде вигляду:

$$F_{10}Q_{10}y_1 + Q_{10}F_{10}x_1 + F_{20}Q_{20}z_4 + Q_{20}F_{20}z_5 +$$

$$+ \left[-\frac{E}{RT_0} \rho VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}} \right) y_2 + \right.$$

$$+ \frac{\rho VK_0}{(F_{10} + F_{20})^2} \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) y_1 - \frac{2F_{10}^2 Q_{10} \rho VK_0}{(F_{10} + F_{20})^2} \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) z_2 -$$

$$- \rho VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \frac{(2F_{10}Q_{10} + F_{20}(Q_{10} + Q_{20}))F_{10}}{(F_{10} + F_{20})^2} x_1 -$$

$$- \rho VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \frac{2F_{10}F_{20}Q_{20}}{(F_{10} + F_{20})^2} z_4 -$$

$$- \rho VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \frac{(2F_{20}Q_{20} + F_{10}(Q_{10} + Q_{20}))F_{20}}{(F_{10} + F_{20})^2} z_5 = \rho V Q_0 \frac{dy_1}{dt} +$$

$$+ (F_{10} + F_{20})Q_0 y_1 + F_{10}Q_0 x_1 + F_{20}Q_0 z_5 \quad (2.19)$$

Приведемо рівняння (2.19) до канонічного вигляду. Для цього всі складові, які містять множники y_1 , перепишемо в ліву частину рівняння, а всі інші – в праву і розділимо рівняння на Π_1 .

$$\Pi_1 = (F_{10} + F_{20})Q_0 - F_{10}Q_{10} - \frac{\rho VK_0}{(F_{10} + F_{20})^2} \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right)$$

Рівняння (2.19) набуде вигляду:

$$\tau_1 \frac{dy_1}{dt} + y_1 = K_{11}x_1 + K_{12}z_1 + K_{13}z_3 + K_{14}z_4 + K_{15}z_5 + K_{16}y_2, \quad (2.20)$$

де $\tau_1 = \frac{\rho V Q_0}{\Pi_1}$ - постійна часу, с;

$$K_{11} = \frac{F_{10}(Q_{10} - Q_0)}{\Pi_1} - \rho VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \frac{(2F_{10}Q_{10} + F_{20}(Q_{10} + Q_{20}))F_{10}}{\Pi_1(F_{10} + F_{20})^2} - \text{коефіцієнт};$$

$$K_{12} = \frac{F_{10}Q_{10}}{\Pi_1} - \text{коефіцієнт};$$

$$K_{13} = -\frac{2F_{10}^2 Q_{10} \rho VK_0}{\Pi_1(F_{10} + F_{20})^2} \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) - \text{коефіцієнт};$$

$$K_{14} = \frac{F_{20}Q_{20}}{\Pi_1} - \rho VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \frac{2F_{10}F_{20}Q_{20}}{\Pi_1(F_{10} + F_{20})^2} - \text{коефіцієнт};$$

$$K_{15} = \frac{F_{20}(Q_{20} - Q_0)}{\Pi_1} - \rho VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \frac{(2F_{20}Q_{20} + F_{10}(Q_{10} + Q_{20}))F_{20}}{\Pi_1(F_{10} + F_{20})^2} - \text{коефіцієнт};$$

$$K_{16} = -\frac{E}{\Pi_1 RT_0} \rho VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) - \text{коефіцієнт}.$$

Рівняння (2.20) є частковою ММ полки колони синтезу метанолу у виробництві метанолу без урахування часу запізнювання.

Для того, щоб розробити часткову ММ полиці колони синтезу метанолу по температурі, необхідно скласти рівняння теплового балансу полки (реактора). Тепло в реактор надходить з двома потоками вхідних реагентів та виділяється в

процесі синтезу метанолу. Це тепло накопичується в об'ємі полиці (тепло накопичується в об'ємі каталізатора і в об'ємі реакційної суміші на полиці) і виходить з полиці витратою, що дорівнює сумі вхідних витрат. Загальне рівняння теплового балансу має вигляд:

$$dq_1 + dq_2 + dq_p = dq_v + dq, \quad (2.21)$$

де dq_1 – кількість тепла, яке надходить з першим потоком;

dq_2 – кількість тепла, яке надходить з другим потоком;

dq_p – кількість тепла, яке виділяється в результаті реакції;

dq_v – кількість тепла, яке накопичується в об'ємі полки;

dq – кількість тепла, яке виходить з вихідним потоком.

Запишемо рівняння теплового балансу в технологічних змінних.

$$dq_1 = F_1 c_1 T_1 dt, \quad (2.22)$$

де F_1 – витрата синтез-газу по основному ходу, $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$;

c_1 – теплоємність синтез-газу в потоці основного ходу, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг К}}$;

T_1 – температура потоку основного ходу на вході полки, К .

$$dq_2 = F_2 c_2 T_2 dt, \quad (2.23)$$

де F_2 – витрата синтез-газу по «холодному» байпасу, $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$;

c_2 – теплоємність потоку, що подається по «холодному» байпасу, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг К}}$;

T_2 – температура потоку «холодного» байпаса, K .

$$dq_p = r\rho VK(Q - Q_n) dt, \quad (2.24)$$

де r – питома теплота реакції, $\frac{Дж}{кг}$;

ρ – щільність газової суміші в реакторі (визначається з рівняння Менделєєва-Клапейрона), $\frac{кг}{м^3}$;

V – вільний об'єм газового реактора, $м^3$;

K – швидкість хімічної реакції, $\frac{1}{с}$;

Q і Q_n – концентрація метанолу на виході й на вході до реактора відповідно, *мас. часть*.

$$dq_V = \rho V c dT, \quad (2.25)$$

де ρ – щільність газової суміші в реакторі (визначається з рівняння Менделєєва-Клапейрона), $\frac{кг}{м^3}$;

V – вільний об'єм реактора, $м^3$;

c – теплоємність газової суміші, що знаходиться в реакторі, $\frac{Дж}{кг K}$;

dT – зміна температури в реакторі, K .

$$dq = FcT dt, \quad (2.26)$$

де F – витрата газу з реактора (визначається сумою витрат F_1 і F_2), $\frac{кг}{с}$;

c – теплоємність газової суміші, яка виходить із реактора, $\frac{Дж}{кг K}$;

T – температура в реакторі, K .

З урахуванням зазначеного, рівняння теплового балансу в технологічних змінних набуде вигляду

$$F_1 c_1 T_1 dt + F_2 c_2 T_2 dt + \frac{rPV}{RT} K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \left(Q - \frac{F_1 Q_1 + F_2 Q_2}{F_1 + F_2}\right) dt =$$

$$= \frac{PVc}{RT} dT + (F_1 + F_2)cT dt. \quad (2.27)$$

Розділимо праву й ліву частини рівняння (2.27) на dt .

$$F_1 c_1 T_1 + F_2 c_2 T_2 + \frac{rPV}{RT} K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \left(Q - \frac{F_1 Q_1 + F_2 Q_2}{F_1 + F_2}\right) =$$

$$= \frac{PVc}{RT} \frac{dT}{dt} + (F_1 + F_2)cT. \quad (2.28)$$

Рівняння (2.28) є нелінійною ММ полки колони синтезу метанолу по температурі. До змінних параметрів моделі слід віднести: $F_1, F_2, T_1, T_2, Q, Q_1, Q_2, T, P$.

Виконаємо лінеаризацію нелінійної ММ полки колони синтезу по температурі. Для цього скористаємося розкладанням в ряд Тейлора.

$$F_1 c_1 T_1 = F_{10} c_1 T_{10} + c_1 T_{10} \Delta F_1 + F_{10} c_1 \Delta T_1; \quad F_2 c_2 T_2 = F_{20} c_2 T_{20} + c_2 T_{20} \Delta F_2 + F_{20} c_2 \Delta T_2;$$

$$f(F_{10}, F_{20}, T_{10}, T_{20}, Q_{10}, Q_{20}, Q_0, T_0, P_0) = \frac{rP_0 V}{RT_0} K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10} Q_{10} + F_{20} Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right);$$

$$\begin{aligned}
f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P) &= f(F_{10}, F_{20}, T_{10}, T_{20}, Q_{10}, Q_{20}, Q_0, T_0, P_0) + \\
&+ \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial F_1} \Delta F_1 + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial F_2} \Delta F_2 + \\
&+ \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial T_1} \Delta T_1 + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial T_2} \Delta T_2 + \\
&+ \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial Q_1} \Delta Q_1 + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial Q_2} \Delta Q_2 + \\
&+ \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial Q} \Delta Q + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial T} \Delta T + \\
&+ \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial P} \Delta P;
\end{aligned}$$

$$\frac{PVc}{RT} \frac{dT}{dt} = \frac{PVc}{RT_0} \frac{dT}{dt}.$$

$$(F_1 + F_2)cT = (F_{10} + F_{20})cT_0 + (F_{10} + F_{20})c\Delta T + cT_0\Delta F_1 + cT_0\Delta F_2.$$

З урахуванням сказаного, рівняння ММ першої полиці колони синтезу метанолу по температурі набуде вигляду:

$$\begin{aligned}
&F_{10}c_1T_{10} + c_1T_{10}\Delta F_1 + F_{10}c_1\Delta T_1 + F_{20}c_2T_{20} + c_2T_{20}\Delta F_2 + F_{20}c_2\Delta T_2 + \\
&+ f(F_{10}, F_{20}, T_{10}, T_{20}, Q_{10}, Q_{20}, Q_0, T_0, P_0) + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial F_1} \Delta F_1 +
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial F_2} \Delta F_2 + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial T_1} \Delta T_1 + \\
& \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial T_2} \Delta T_2 + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial Q_1} \Delta Q_1 + \\
& \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial Q_2} \Delta Q_2 + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial Q} \Delta Q + \\
& \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial T} \Delta T + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial P} \Delta P = \\
& = \frac{P V c}{R T_0} \frac{d \Delta T}{d t} + (F_{10} + F_{20}) c T_0 + (F_{10} + F_{20}) c \Delta T + c T_0 \Delta F_1 + c T_0 \Delta F_2.
\end{aligned} \tag{2.29}$$

Винесемо з рівняння (2.29) рівняння статички:

$$\begin{aligned}
& F_{10} c_1 T_{10} + F_{20} c_2 T_{20} + \frac{r P_0 V}{R T_0} K_0 \exp\left(-\frac{E}{R T_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10} Q_{10} + F_{20} Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) = \\
& = (F_{10} + F_{20}) c T_0
\end{aligned} \tag{2.30}$$

і отримаємо розмірну часткову ММ першої полиці колони синтезу метанолу по температурі

$$c_1 T_{10} \Delta F_1 + F_{10} c_1 \Delta T_1 + c_2 T_{20} \Delta F_2 + F_{20} c_2 \Delta T_2 + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial F_1} \Delta F_1 +$$

$$\begin{aligned}
& + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial F_2} \Delta F_2 + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial T_1} \Delta T_1 + \\
& \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial T_2} \Delta T_2 + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial Q_1} \Delta Q_1 + \\
& \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial Q_2} \Delta Q_2 + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial Q} \Delta Q + \\
& \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial T} \Delta T + \frac{\partial f(F_1, F_2, T_1, T_2, Q_1, Q_2, Q, T, P)}{\partial P} \Delta P = \\
& = \frac{Pvc}{RT_0} \frac{d\Delta T}{dt} + (F_{10} + F_{20})c\Delta T + cT_0\Delta F_1 + cT_0\Delta F_2.
\end{aligned} \tag{2.31}$$

Аналогічно показаному вище способу, наведемо часткову ММ (2.31) до безрозмірного канонічного виду (висновок моделі не наводиться). Після всіх перетворень модель (2.31) набуде вигляду:

$$\tau_2 \frac{dy_2}{dt} + y_2 = K_{21}x_1 + K_{22}z_1 + K_{23}z_2 + K_{24}z_3 + K_{25}z_4 + K_{26}z_5 + K_{27}z_6 + K_{28}y_1. \tag{2.32}$$

де τ_2 - стала часу, с;

K_{21} ; K_{22} - коефіцієнти моделі.

Таким чином, рівняння (2.20) і (2.32) утворюють систему.

$$\begin{cases} \tau_1 \frac{dy_1}{dt} + y_1 = K_{11}x_1 + K_{12}z_1 + K_{13}z_3 + K_{14}z_4 + K_{15}z_5 + K_{16}y_2 \\ \tau_2 \frac{dy_2}{dt} + y_2 = K_{21}x_1 + K_{22}z_1 + K_{23}z_2 + K_{24}z_3 + K_{25}z_4 + K_{26}z_5 + K_{27}z_6 + K_{28}y_1 \end{cases}. \tag{2.32}$$

Рішення системи рівнянь щодо y_1 є динамічною ММ полиці колони синтезу по концентрації, а по y_2 – динамічною ММ по температурі.

Динамічна ММ полиці колони синтезу метанолу по концентрації метанолу має вигляд:

$$T_{11}^2 \frac{d^2 y_1}{dt^2} + T_{12} \frac{dy_1}{dt} + y_1 = K_{31} \left(T_{13} \frac{dx_1}{dt} + x_1 \right) + K_{32} \left(T_{14} \frac{dz_1}{dt} + z_1 \right) + K_{33} z_2 + K_{34} \left(T_{15} \frac{dz_3}{dt} + z_3 \right) + K_{35} \left(T_{16} \frac{dz_4}{dt} + z_4 \right) + K_{36} \left(T_{17} \frac{dz_5}{dt} + z_5 \right) + K_{37} z_6. \quad (2.33)$$

$$\text{де } \Pi_3 = \frac{1 - K_{28} K_{16}}{K_{16}}; K_{31} = \frac{K_{11} + K_{21}}{1 - K_{28} K_6}; K_{32} = \frac{K_{12} + K_{22}}{1 - K_{28} K_6}; K_{33} = \frac{K_{23}}{\Pi_3};$$

$$K_{34} = \frac{K_{13} + K_{24}}{1 - K_{28} K_6}; K_{35} = \frac{K_{14} + K_{25}}{1 - K_{28} K_6}; K_{36} = \frac{K_{15} + K_{26}}{1 - K_{28} K_6}; K_{37} = \frac{K_{23}}{\Pi_3} - \text{коефіцієнти.}$$

$$T_{11}^2 = \frac{\tau_1 \tau_2}{\Pi_3 K_{16}}; T_{12} = \frac{\tau_1 + \tau_2}{\Pi_3 K_{16}}; T_{13} = \frac{\tau_2 K_{11}}{\Pi_3 (K_{11} + K_{21})}; T_{14} = \frac{\tau_2 K_{12}}{\Pi_3 (K_{12} + K_{22})};$$

$$T_{15} = \frac{\tau_2 K_{13}}{\Pi_3 (K_{13} + K_{23})}; T_{16} = \frac{\tau_2 K_{14}}{\Pi_3 (K_{14} + K_{25})}; T_{17} = \frac{\tau_2 K_{15}}{\Pi_3 (K_{15} + K_{26})} - \text{постійні часу.}$$

Динамічна ММ по температурі на першій полиці колони синтезу метанолу має вигляд:

$$T_{21}^2 \frac{d^2 y_2}{dt^2} + T_{22} \frac{dy_2}{dt} + y_2 = K_{41} \left(T_{23} \frac{dx_1}{dt} + x_1 \right) + K_{42} \left(T_{24} \frac{dz_1}{dt} + z_1 \right) + K_{43} \left(T_{25} \frac{dz_2}{dt} + z_2 \right) + K_{44} \left(T_{26} \frac{dz_3}{dt} + z_3 \right) + K_{45} \left(T_{27} \frac{dz_4}{dt} + z_4 \right) + K_{46} \left(T_{28} \frac{dz_5}{dt} + z_5 \right) \quad (2.34)$$

$$\text{де } \Pi_4 = \frac{1 + K_{16} K_{28}}{K_{28}}; K_{41} = \frac{K_{11} K_{28} + K_{21}}{\Pi_4 K_{28}}; K_{42} = \frac{K_{12} K_{28} + K_{22}}{\Pi_4 K_{28}}; K_{43} = \frac{K_{23}}{\Pi_4 K_{28}};$$

$$K_{44} = \frac{K_{13}K_{28} + K_{24}}{P_4K_{28}}; K_{45} = \frac{K_{14}K_{28} + K_{25}}{P_4K_{28}}; K_{46} = \frac{K_{15}K_{28} + K_{26}}{P_4K_{28}} - \text{коефіцієнти.}$$

$$T_{21}^2 = \frac{\tau_1\tau_2}{P_4K_{28}}; T_{22} = \frac{\tau_1 + \tau_2}{P_4K_{28}}; T_{23} = \frac{\tau_1K_{21}}{P_4(K_{28}K_{11} + K_{21})}; T_{24} = \frac{\tau_2K_{12}}{P_4(K_{12}K_{28} + K_{22})};$$

$$T_{25} = \tau_1; T_{26} = \frac{\tau_1K_{24}}{P_3(K_{13}K_{28} + K_{24})}; T_{27} = \frac{\tau_1K_{25}}{P_4(K_{14}K_{28} + K_{25})}; T_{28} = \frac{\tau_1K_{26}}{P_4(K_{15}K_{28} + K_{26})}.$$

Рівняння (2.32) і (2.33) можуть бути використані для визначення основних динамічних особливостей ОК. Рівняння (2.16) і (2.30) утворюють систему, яка являє собою статичну ММ першої полиці колони синтезу метанолу у виробництві метанолу. Вирішуючи цю систему рівнянь відносно концентрації метанолу на виході полки колони синтезу або щодо температури синтез-газу на виході полки, отримуємо рівняння, яке пов'язує цей вихідний параметр з усіма вхідними параметрами процесу.

$$\begin{cases} F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20} + \rho VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) = (F_{10} + F_{20})Q_0 \\ F_{10}c_1T_{10} + F_{20}c_2T_{20} + \frac{rP_0V}{RT_0} K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) = (F_{10} + F_{20})cT_0 \end{cases} \quad (2.35)$$

2.1.3 Математична модель другої і третьої полиць колони синтезу метанолу.

Виведення ММ другої і третьої полиць колони синтезу цілком ідентичний виводу ММ першої полки. Відмінність полягає в тому, що вихідний потік з першої полиці є вхідним потоком основного ходу для другої полиці, а потоку, який виходить з другої полиці – для третьої. При цьому, параметри холодного байпаса, що подається на другу і на третю полиці, будуть такими ж.

З причини того, що для вирішення завдань оптимізації необхідна саме статична ММ, наведемо статичну ММ другої і третьої полиць колони синтезу.

$$\begin{cases} F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20} + \rho VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) = (F_{10} + F_{20})Q_0 \\ F_{10}c_1T_{10} + F_{20}c_2T_{20} + \frac{rP_0V}{RT_0} K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) = (F_{10} + F_{20})cT_0 \end{cases} \quad (2.36)$$

$$\begin{cases} F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20} + \rho VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) = (F_{10} + F_{20})Q_0 \\ F_{10}c_1T_{10} + F_{20}c_2T_{20} + \frac{rP_0V}{RT_0} K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) = (F_{10} + F_{20})cT_0 \end{cases} \quad (2.37)$$

Таким чином, три системи рівнянь (2.35), (2.36) і (2.37) описують залежність концентрації метанолу на виході колони синтезу метанолу від витрат «основного» ходу і «холодних» байпасів, а також від збурюючих параметрів процесу синтезу. Однак, для того щоб отримати повну ММ колони синтезу метанолу, необхідно ще розробити ММ вбудованого в колону рекуперативного теплообмінника.

2.2. Динамічна ММ кожухотрубного теплообмінника.

З метою підвищення енергоефективності виробництва метанолу, тепло газів, що відходять з колони, витрачається на нагрів «основного» потоку синтез-газу, який надходить в колону. Можливість регулювання температури «основного» потоку синтез-газу відсутня, тому вхідних регулюючих координат для цього ОК немає.

«Основний» потік синтез-газу витратою F_0 і температурою $T_{ц.з.}$ надходить у внутрішньотрубний простір виносного теплообмінника. У міжтрубний простір подається газ, що виходить з третьої полиці колони синтезу з витратою $F_{ц.з.}$, яка дорівнює сумі витрат «основного» ходу F_0 і трьох «холодних» байпасів $F_{х.б.1}$, $F_{х.б.2}$, $F_{х.б.3}$, і температурою T_3 .

Процес теплообміну здійснюється через стінки труб теплообмінника.

Інформаційно-логічну схему виносного кожухотрубного теплообмінника можна навести на рис 2.3:

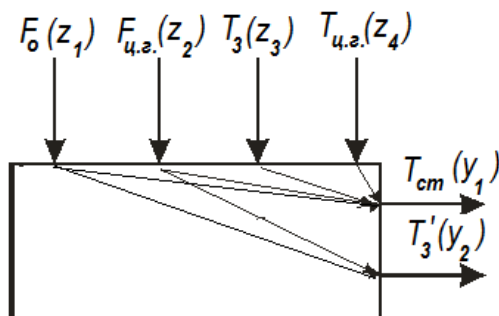


Рис. 2.3. Інформаційно-логічна схема виносного кожухотрубного теплообмінника

Для того, щоб розробити ММтакого апарата, зобразимо процес теплообміну в апараті у вигляді схеми (рис. 2.4).

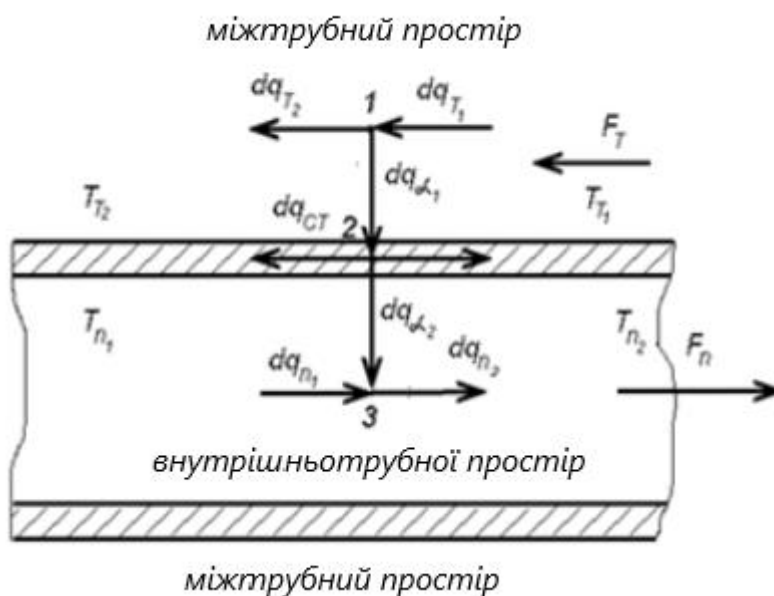


Рис. 2.4. Схема процесу теплообміну у виносному кожухотрубному теплообміннику

Складемо рівняння теплових балансів для точок 1, 2 і 3. Ці точки умовно визначають: 1 – процес віддачі тепла, що виходить з колони синтезу газів, стінам теплообмінника; 2 – процес поширення тепла уздовж трубок

теплообмінника і передача тепла у внутрішньотрубний простір теплообмінника; 3 – процес нагріву потоку «основного» ходу синтез-газу, що йде в колону.

Для точки 1 рівняння теплового балансу має вигляд:

$$dq_{T_1} = dq_{v_T} + dq_{\alpha_1} + dq_{T_2}, \quad (2.38)$$

де dq_{T_1} – кількість тепла, яке приходить (надходить) у теплообмінник з потоком газу, що виходить з третьої полки;

dq_{v_T} – кількість тепла, яке накопичується в матеріалі труб теплообмінника;

dq_{α_1} – кількість тепла, яке віддає потік газу, що виходить з третьої полки колони синтезу, трубкам теплообмінника;

dq_{T_2} – кількість тепла, яке виходить із теплообмінника з охолодженим газом.

Запишемо рівняння (2.38) в технологічних змінних.

$$dq_{T_1} = F_{ц.г} c_{ц.г} T_3 dt, \quad (2.39)$$

де $F_{ц.г}$ – витрата циркуляційного газу, $\frac{кг}{с}$;

$c_{ц.г}$ – теплоємність циркуляційного газу, $\frac{Дж}{кг \cdot K}$;

T_3 – температура газу, що виходить з третьої полки колони, K ;

dt – зміна часу, $с$.

$$dq_{v_T} = \rho_{цг} V_T c_{цг} dT_3', \quad (2.40)$$

де ρ_T – густина газу, що виходить з третьої полки колони, $\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$;

V_T – об'єм міжтрубного простору, м^3 ;

$c_{цг}$ – теплоємність газу, що виходить з третьої полки колони синтезу, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг К}}$;

dT_3' – зміна температури охолоджуваного газу в міжтрубному просторі, К .

$$dq_{\alpha_1} = \alpha_1 S_1 (T_3 - T_{cm}) dt, \quad (2.41)$$

де α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від охолоджуваного газу до труб

теплообмінника, $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{с К}}$;

S_1 – площа теплообміну між охолоджуваним газом і трубками (зовнішня поверхня теплообмінних труб), м^2 ;

T_3 – температура охолоджуваного газу на вході теплообмінника, К ;

T_{cm} – температура стінок теплообмінних труб, К .

$$S_1 = N \pi d_n L, \quad (2.42)$$

де N – кількість труб;

d_n – зовнішній діаметр теплообмінної трубки, м ;

L – довжина трубки, м .

$$dq_{T_2} = F_{цг} c_{цг} T_3' dt, \quad (2.43)$$

де $F_{цг}$ – витрата циркуляційного газу, $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$;

$c_{цг}$ – теплоємність газу, що виходить з третьої полки, $\frac{Дж}{кг K}$;

T_3' – температура охолоджуваного газу на виході теплообмінника, K ;

dt – зміна часу, $с$.

З урахуванням сказаного, рівняння (2.38) набуде вигляду

$$F_T c_T T_{T_1} dt = \rho_T V_T c_T dT_{T_2} + \alpha_1 S_1 (T_{T_1} - T_{cm}) dt + F_T c_T T_{T_2} dt . \quad (2.44)$$

Складемо рівняння теплового балансу для точки 4.

$$dq_{\alpha_1} = dq_{V_{cm}} + dq_{\alpha_2} , \quad (2.45)$$

де dq_{α_1} – кількість тепла, яке надходить від охолоджуваного газу;

$dq_{V_{cm}}$ – кількість тепла, яке накопичується в матеріалі стінок;

dq_{α_2} – кількість тепла, яке віддається від труб у внутрішньотрубний простір.

Визначимо складові $dq_{V_{cm}}$ і dq_{α_2} рівняння (2.45) через технологічні параметри

$$dq_{V_{cm}} = m_{cm} c_{cm} dT_{cm} , \quad (2.46)$$

де m_{cm} – маса матеріалу стінок, $кг$;

c_{cm} – теплоємність матеріалу стінок, $\frac{Дж}{кг K}$;

dT_{cm} – зміна температури стінки, K .

Маса труб може бути визначена з паспорта теплообмінника чи розрахована через об'єм матеріалу труб і його густини.

$$m_{cm} = V_{cm} \rho_{cm} . \quad (2.47)$$

$$dq_{\alpha_2} = \alpha_2 S_2 (T_{cm} - T_{цг}) dt , \quad (2.48)$$

де α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від трубок теплообмінника до синтез-газу, що

йде в колонну, $\frac{Вт}{м^2 \cdot c \cdot K}$;

S_2 – площа теплообміну між трубками й синтез-газом (внутрішня поверхня теплообмінних труб), $м^2$;

T_{cm} – температура стінки, K ;

$T_{цг}$ – температура синтез-газу на виході теплообмінника, K .

$$S_2 = N \pi d_{вн} L , \quad (2.49)$$

де N – кількість труб;

$d_{вн}$ – внутрішній діаметр теплообмінної трубки, $м$;

L – довжина трубки, $м$.

Складемо рівняння теплового балансу для точки 3.

$$dq_{n_1} + dq_{\alpha_2} = dq_{v_n} + dq_{n_2} , \quad (2.50)$$

де dq_{n_1} – кількість тепла, яке надходить в теплообмінник з потоком синтез-газу;

dq_{α_2} – кількість тепла, яке віддається від труб теплообмінника продукту;

dq_{v_n} – кількість тепла, яке накопичується у внутрішньому просторі труб теплообмінника;

dq_{n_2} – кількість тепла, яке відводиться з апарата з потоком синтез-газу.

Запишемо рівняння (2.50) в технологічних змінних:

$$dq_{n_1} = F_0 c_{цг} T_{цг1} dt, \quad (2.51)$$

де F_0 – витрата синтез-газу, $\frac{кг}{с}$;

$c_{цг}$ – теплоємність синтез-газу, $\frac{Дж}{кг \cdot K}$;

$T_{цг}$ – температура синтез-газу на вході теплообмінника, K ;

$$dq_{\alpha_2} = \alpha_2 S_2 (T_{T_{cm}} - T_0) dt, \quad (2.52)$$

де α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від трубок теплообмінника до синтез-газу,

$$\frac{Вт}{м^2 \cdot c \cdot K};$$

S_2 – площа теплообміну між трубками й синтез-газом (внутрішня поверхня теплообмінних труб), $м^2$;

T_{cm} – температура стінок теплообмінних труб, K ;

T_0 – температура синтез-газу на виході теплообмінника, K .

$$dq_{v_n} = \rho_n V_n c_n dT_0, \quad (2.53)$$

де ρ_n – густина синтез-газу, $\frac{кг}{м^3}$;

V_n – об’єм внутрішньотрубного простору, m^3 ;

c_n – теплоємність синтез-газу, $\frac{Дж}{кг K}$;

dT_0 – зміна температури синтез-газу у внутрішньотрубному просторі, K .

$$dq_{n_2} = F_0 c_n T_0 dt, \quad (2.54)$$

де F_0 – витрата синтез-газу, $\frac{кг}{с}$;

c_n – теплоємність синтез-газу, $\frac{Дж}{кг K}$;

T_0 – температура синтез-газу на виході теплообмінника, K .

Підставимо рівняння (2.45) у (2.50)

$$dq_{T_1} = dq_{v_T} + dq_{V_{cm}} + dq_{\alpha_2} + dq_{T_2}. \quad (2.55)$$

Рівняння (2.55) і (2.38), записані в технологічних змінних, утворюють систему рівнянь, що описують тепловий баланс теплообмінника. Запишемо її відразу в технологічних параметрах

$$\begin{cases} F_T c_T T_{T_1} dt = \rho_T V_T c_T dT_{T_2} + \rho_{cm} V_{cm} c_{cm} dT_{cm} + \alpha_2 S_2 (T_{cm} - T_{n_2}) dt + F_T c_T T_{T_2} dt \\ F_n c_n T_{n_1} dt + \alpha_2 S_2 (T_{cm} - T_{n_2}) dt = \rho_n V_n c_n dT_{n_2} + F_n c_n T_{n_2} dt \end{cases} \quad (2.56)$$

Винесемо з рівняння (2.56) постійні величини

$$F_{T0} c_T T_{T_{10}} = \alpha_2 S_2 (T_{cm0} - T_{n0}) + F_{T0} c_T T_{T_{20}}. \quad (2.57)$$

Перше рівняння системи (2.56), приведенне до канонічного виду, має вигляд:

$$\tau_1 \frac{dy_1}{dt} + y_1 = K_{11}x_1 + K_{12}z_3 + K_{13}y_2 + \tau_1' \frac{dz_4}{dt}. \quad (2.58)$$

де $\tau_1 = \frac{\rho_{cm} V_{cm} c_{cm} T_{cm0}}{\Pi_1}$; $\tau_1' = -\frac{\rho_T V_T c_T}{\Pi_1}$ – постійні часу, с;

$$\Pi_1 = \alpha_2 S_2 T_{cm0}; \quad K_{11} = \frac{c_T (T_{T10} - T_{T20}) F_{T0}}{\Pi_1}; \quad K_{12} = \frac{F_{T0} c_T T_{T10}}{\Pi_1};$$

$$K_{13} = -\frac{(F_{T0} c_T - \alpha_2 S_2) T_{n20}}{\Pi_1} \text{ – коефіцієнти моделі.}$$

Ураховуючи, що $\rho_T \ll \rho_{cm}$, $c_T \ll c_{cm}$, $\tau_1' \ll \tau_1$, приймаємо, що $\tau_1' = 0$.

Виконаємо процедуру лінеаризації і переходу до безрозмірної моделі для другого рівняння системи (2.56). При цьому отримане рівняння статички набуде вигляду:

$$F_{n0} c_n T_{n10} + \alpha_2 S_2 (T_{cm0} - T_{n0}) = F_{n0} c_n T_{n20}. \quad (2.59)$$

Приведене до канонічного виду друге рівняння системи (2.56) має вигляд:

$$\tau_2 \frac{dy_2}{dt} + y_2 = K_{21}z_1 + K_{22}z_2 + K_{23}y_1. \quad (2.60)$$

де $\tau_2 = \frac{\rho_n V_n c_n T_{n20}}{\Pi_2}$ – стала часу, с;

$$\begin{aligned}
 \Pi_2 &= F_{n0}c_n T_{n20} + \alpha_2 S_2 T_{n20}; & K_{21} &= \frac{c_n F_{n0} (T_{n10} - T_{n20})}{\Pi_2}; & K_{22} &= \frac{F_{n0} c_n T_{n10}}{\Pi_2}; \\
 K_{23} &= \frac{\alpha_2 S_2 T_{cm0}}{\Pi_2} - \text{коефіцієнти моделі.}
 \end{aligned}$$

Рівняння (2.58) і (2.60) запишемо як систему:

$$\begin{cases} \tau_1 \frac{dy_1}{dt} + y_1 = K_{11}x_1 + K_{12}z_3 + K_{13}y_2 \\ \tau_2 \frac{dy_2}{dt} + y_2 = K_{21}z_1 + K_{22}z_2 + K_{23}y_1 \end{cases} \quad (2.61)$$

Для того, щоб отримати динамічну ММ теплообмінника по температурі синтез-газу на виході теплообмінника, необхідно вирішити систему рівнянь (2.61) відносно змінної y_4 .

Рішення має вигляд:

$$T_2^2 \frac{d^2 y_1}{dt^2} + T_1 \frac{dy_1}{dt} + y_1 = K_{31}x_1 + K_{32} \left(T_{31} \frac{dz_1}{dt} + z_1 \right) + K_{33} \left(T_{32} \frac{dz_2}{dt} + z_2 \right) + K_{34}z_3. \quad (4.62)$$

де $T_2^2 = \frac{\tau_1 \tau_2}{1 - K_{13} K_{23}}$ – стала часу, c^2 ;

$T_1 = \frac{\tau_1 + \tau_2}{1 - K_{13} K_{23}}$; $T_{31} = T_{32} = \tau_1$ – постійні часу, c ;

$\Pi_3 = \frac{1 - K_{13} K_{23}}{K_{23}}$; $K_{31} = \frac{K_{11} K_{23}}{1 - K_{13} K_{23}}$; $K_{32} = \frac{K_{21}}{1 - K_{13} K_{23}}$; $K_{33} = \frac{K_{22}}{1 - K_{13} K_{23}}$;

$K_{34} = \frac{K_{12}}{1 - K_{13} K_{23}}$ – коефіцієнти моделі.

Рівняння (2.62) є динамічною ММ внутрішнього теплообмінника колони синтезу метанолу у виробництві метанолу.

Рівняння (2.57) і (4.59) являють собою систему рівнянь, що є статичною ММ внутрішнього теплообмінника колони синтезу метанолу.

$$\begin{cases} F_{T0}c_T T_{T_{10}} = \alpha_2 S_2 (T_{cm0} - T_{n0}) + F_{T0}c_T T_{T_{20}} \\ F_{n0}c_n T_{n_{10}} + \alpha_2 S_2 (T_{cm0} - T_{n0}) = F_{n0}c_n T_{n_{20}} \end{cases} \quad (2.63)$$

2.3. Математична модель колони синтезу метанолу.

Для того, щоб отримати динамічну і статичну ММ колони синтезу метанолу, необхідно скласти систему рівнянь, яка складається з рівнянь, що описують першу, другу і третю полиці колони, а також рівнянь внутрішнього теплообмінника.

Динамічна ММ являє собою систему рівнянь (2.64).

$$\begin{cases} \tau_1 \frac{dy_1}{dt} + y_1 = K_{11}x_1 + K_{12}z_1 + K_{13}z_3 + K_{14}z_4 + K_{15}z_5 + K_{16}y_2 \\ \tau_2 \frac{dy_2}{dt} + y_2 = K_{21}x_1 + K_{22}z_1 + K_{23}z_2 + K_{24}z_3 + K_{25}z_4 + K_{26}z_5 + K_{27}z_6 + K_{28}y_1 \\ \tau_1 \frac{dy_1}{dt} + y_1 = K_{11}x_1 + K_{12}z_1 + K_{13}z_3 + K_{14}z_4 + K_{15}z_5 + K_{16}y_2 \\ \tau_2 \frac{dy_2}{dt} + y_2 = K_{21}x_1 + K_{22}z_1 + K_{23}z_2 + K_{24}z_3 + K_{25}z_4 + K_{26}z_5 + K_{27}z_6 + K_{28}y_1 \\ \tau_1 \frac{dy_1}{dt} + y_1 = K_{11}x_1 + K_{12}z_1 + K_{13}z_3 + K_{14}z_4 + K_{15}z_5 + K_{16}y_2 \\ \tau_2 \frac{dy_2}{dt} + y_2 = K_{21}x_1 + K_{22}z_1 + K_{23}z_2 + K_{24}z_3 + K_{25}z_4 + K_{26}z_5 + K_{27}z_6 + K_{28}y_1 \\ T_2^2 \frac{d^2 y_1}{dt^2} + T_1 \frac{dy_1}{dt} + y_1 = K_{31}x_1 + K_{32} \left(T_{31} \frac{dz_1}{dt} + z_1 \right) + K_{33} \left(T_{32} \frac{dz_2}{dt} + z_2 \right) + K_{34}z_3 \end{cases} \quad (2.64)$$

Розв'язання системи рівнянь відносно y_1 надасть можливість отримати динамічну ММ по концентрації метанолу на виході колони синтезу метанолу. Використовуючи цю ММ, можна визначити динамічні параметри всієї колони синтезу метанолу як ОК, а зокрема визначити тимчасові інтервали, протягом яких відбуваються ПП зміни концентрації метанолу, що утворився на полицях колони.

Для того, щоб отримати статичну ММ колони, необхідно об'єднати в систему статичні ММ першої, другої і третьої полиць колони виносного теплообмінника і замикаюче рівняння, що описує матеріальний баланс колони з масового витрати у синтез-газу

Система рівнянь (2.65) є статичною ММ колони синтезу метанолу у виробництві метанолу. Дана модель дозволяє отримати залежність концентрації метанолу на виході колони синтезу від витрат синтез-газу по «основному» ходу і «холодним» байпасам, що подається на першу, другу і третю полиці колони. Дане рівняння може бути використано для розв'язання оптимізаційних задач.

$$\left\{ \begin{array}{l} F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20} + \rho VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) = (F_{10} + F_{20})Q_0 \\ F_{10}c_1T_{10} + F_{20}c_2T_{20} + \frac{rP_0V}{RT_0} K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) = (F_{10} + F_{20})cT_0 \\ F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20} + \rho VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) = (F_{10} + F_{20})Q_0 \\ F_{10}c_1T_{10} + F_{20}c_2T_{20} + \frac{rP_0V}{RT_0} K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) = (F_{10} + F_{20})cT_0 \\ F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20} + \rho VK_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) = (F_{10} + F_{20})Q_0 \\ F_{10}c_1T_{10} + F_{20}c_2T_{20} + \frac{rP_0V}{RT_0} K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_0}\right) \left(Q_0 - \frac{F_{10}Q_{10} + F_{20}Q_{20}}{F_{10} + F_{20}}\right) = (F_{10} + F_{20})cT_0 \\ F_{T0}c_T T_{T_{10}} = \alpha_2 S_2 (T_{cm0} - T_{n0}) + F_{T0}c_T T_{T_{20}} \\ F_{n0}c_n T_{n_{10}} + \alpha_2 S_2 (T_{cm0} - T_{n0}) = F_{n0}c_n T_{n_{20}} \\ F_{uz0} = F_0 + F_{10} + F_{20} + F_{30} \end{array} \right. \quad (2.65)$$

2.4. Узагальнена інформаційно-логічна схема колони синтезу метанолу з внутрішнім теплообмінником.

Під час проведення процесу синтезу метанолу у виробництві метанолу необхідно забезпечувати максимальну ступінь конверсії синтез-газу в метанол у зворотній реакції синтезу шляхом підтримки оптимального профілю температур по висоті колони синтезу. Складність завдання полягає у тому, що

процес в колоні наближається до моделі ідеального витіснення, яка враховує градієнт параметрів уздовж просторової координати.

Розроблені статичні й динамічні ММ полиць колони синтезу метанолу і внутрішнього теплообмінника дозволили провести аналіз колони синтезу та скласти узагальнену інформаційно-логічну схему трьохполичної колони синтезу метанолу з вбудованим внутрішнім рекуперативним теплообмінником. Дана схема наведена на рис. 2.5.

Пунктирною лінією на цій інформаційно-логічній схемі показана колона синтезу. Вона складається з чотирьох окремих ОК: трьох послідовних полиць (П1, П2, и П3), заповнених каталізатором, і вбудованого рекуперативного теплообмінника (ТО). Крім того, в розподілі потоків синтез-газу беруть участь два дільники Д1 і Д4.

З точки зору управління, колона синтезу метанолу є складним ОК, який характеризується великою кількістю збурюючих параметрів і множинними внутрішніми зв'язками.

Аналіз технологічного процесу, який відбувається в трьохполичній колоні, як ОК показує, що технологічний об'єкт має дві вихідні координати: концентрацію цільового продукту Q_3 на виході з колони і температуру T_3' газу на виході з колони після теплообмінника ТО. Для даного об'єкта температурний режим по висоті колони синтезу метанолу однозначно визначає концентрацію метанолу на її виході, а, отже, і температуру T_3 , яка визначає температури T_0 і T_3' . Виходячи з того, що з достатнім ступенем точності ОК можна розглядати як замкнуту термодинамічну систему, величина концентрації Q_3 однозначно визначає температури T_3 , і, відповідно, T_0 і T_3' . Тому регулювання чи стабілізація температури T_3' не має в даному випадку особливого сенсу. Особливістю даного об'єкта є те, що для регулювання одного параметра – концентрації цільового компонента Q_3 використовуються три регулюючих параметри – витрата холодних байпасів циркуляційного газу на полиці з каталізатором.

До збурюючих параметрів відносяться: витрата циркуляційного газу $F_{ц.г.}$, його температура $T_{ц.г.}$ і концентрація цільового компонента на вході реактора

Q_0 . Тиск циркуляційного газу P можна віднести до збурюючих координат, тому що, по-перше, цей параметр стабілізується компресором синтез-газу; по-друге, за ступеня конверсії синтез-газу в готовий продукт $\sim 5\%$ зменшення тиску за рахунок реакції становить приблизно $2,5\%$. Отже, при зміні ступеня конверсії в межах $4..6\%$ тиск зміниться в межах $2..3\%$, що вкладається в похибку вимірювального каналу тиску.

2.5. Розроблення критерію оптимальності для вирішення завдань оптимізації роботи колони синтезу метанолу.

Мета оптимального управління газовим трьохполичним реактором полягає в тому, щоб перерозподілити циркуляційний синтез-газ для досягнення максимального ступеня конверсії, і, відповідно, максимальної концентрації цільового компонента – метанолу, при цьому температура на полицях колони синтезу метанолу не повинна перевищити допустиме значення. Для вирішення цього завдання в даній роботі розроблена ММ для подальшого отримання критерію оптимальності при розв’язанні оптимізаційної задачі. Незважаючи на невисоку точність розробленої на першому етапі детермінованої ММ, вона дає можливість оцінити вид критеріальної функції в широкому діапазоні зміни аргументів з урахуванням її багатоекстремальності і виділити область глобального екстремуму. На другому етапі необхідно провести процедуру адаптації моделі на основі експериментальних даних, одержуваних з ОК управління, використовуючи, наприклад, імовірнісні методи. Це дозволить забезпечити точність модельованих параметрів за рахунок природного врахування всіх збурюючих впливів.

Створення адекватної моделі має на увазі врахування нелінійності залежностей вихідних параметрів процесу від вхідних параметрів. Це неминуче призводить до збільшення ступеня критеріальних рівнянь, якими описується об’єкт управління. Використання рівнянь високих порядків істотно ускладнює процес оптимізації - пошук оптимальних значень параметрів технологічного процесу. У більшості випадків доводиться вдаватися до наближених рішень, що знижує точність розроблюваної моделі.

Робота колони синтезу метанолу в статичному режимі описується системою рівнянь (2.65). Розв’язання даної системи може бути наведено у вигляді:

$$Q_3 = f(F_1, F_2, F_3, F_0, F_{цг}, T_{цг}, Q_0, P). \quad (2.66)$$

Рівняння (2.66) є ММ трьохполичної колони синтезу метанолу по концентрації метанолу на виході колони.

Проаналізувавши отриману ММ, можна зробити висновок, що не всі змінні можуть бути визначені. Таким чином, для того щоб визначити їх, необхідно скласти додаткові рівняння. Для цього в роботі запропоновано сформулювати тестові впливи на ОК, які будуть полягати у зміні витрат одного з холодних байпасів на відому фіксовану величину. [39] Для реалізації даного підходу необхідно мати можливість стабілізувати значення витрат холодних байпасів, які в умовах даного тесту не змінюються.

Реалізація даних тестів дозволить скласти ще три рівняння.

$$Q_3' = f_1(F_{x\bar{b}1} + \Delta_1, F_{x\bar{b}2}, F_{x\bar{b}3}, (F_0 - \Delta_1), F_{\bar{u}2}, T_{\bar{u}2}, Q_0, P). \quad (2.67)$$

$$Q_3'' = f_2(F_{x\bar{b}1}, (F_{x\bar{b}2} + \Delta_1), F_{x\bar{b}3}, (F_0 - \Delta_1), F_{\bar{u}2}, T_{\bar{u}2}, Q_0, P). \quad (2.68)$$

$$Q_3''' = f_3(F_{x\bar{b}1}, F_{x\bar{b}2}, (F_{x\bar{b}3} + \Delta_1), (F_0 - \Delta_1), F_{\bar{u}2}, T_{\bar{u}2}, Q_0, P). \quad (2.69)$$

Спільний розв'язок рівнянь (2.67) – (2.69) можна навести у вигляді:

$$\begin{aligned} & a_4 Q_3^4 + a_3 Q_3^3 + a_2 Q_3^2 + a_1 Q_3 + a_0 = \\ & = \varphi_1(F_{x\bar{b}1}) + \varphi_2(F_{x\bar{b}2}) + \varphi_3(F_{x\bar{b}3}) + \varphi_{12}(F_{x\bar{b}1}, F_{x\bar{b}2}) + \varphi_{13}(F_{x\bar{b}1}, F_{x\bar{b}3}) + \\ & + \varphi_{23}(F_{x\bar{b}2}, F_{x\bar{b}3}) + \varphi_{123}(F_{x\bar{b}1}, F_{x\bar{b}2}, F_{x\bar{b}3}) + \Omega(F_{\bar{u}2}, T_{\bar{u}2}, Q_0, P). \end{aligned} \quad (2.70)$$

Рівняння (2.70) є уточненою ММ трьохполичної колони синтезу метанолу з вбудованим теплообмінником. В цьому рівнянні значення функції $\Omega(F_{\bar{u}2}, T_{\bar{u}2}, Q_0, P)$ залежить від параметрів збурення. З огляду на те, що ці параметри доступні для вимірювання, їхні значення можуть бути виміряні і

підставлені в рівняння (2.70). Крім того, об'єкт є досить інерційним, а параметри збурення протягом тривалого часу залишаються постійними.

Таким чином, в системі буде з'являтися два значення концентрації цільового компонента на виході колони синтезу: перше – вимірне, а друге – розраховане. У разі, якщо розраховане значення відхиляється від виміряного на величину більшу заданої, ММ необхідно коригувати, обчислюючи значення коефіцієнтів a_4, a_3, a_2, a_1 і a_0 .

Розв'язання системи рівнянь (2.70) по концентрації метанолу на виході колони синтезу метанолу являє собою уточнену ММ колони синтезу по концентрації метанолу, а похідна концентрації по витратах «холодних» байпасів, прирівняна до нуля, є критерієм оптимальності:

$$\frac{\partial Q}{\partial F_1} + \frac{\partial Q}{\partial F_2} + \frac{\partial Q}{\partial F_3} = 0. \quad (2.71.)$$

Отже, проаналізувавши рівняння (2.71), можна зробити висновок, що рішення даного завдання звелось до чисто математичної задачі знаходження максимуму функції.

2.6. Розв'язок оптимізаційної задачі.

Завдання системи управління полягає в коригуванні коефіцієнтів моделі, вирішенні оптимізаційної задачі і стабілізації витрат холодних байпасів на розрахованих значеннях. Розв'язок оптимізаційної задачі є знаходження значень витрат холодних байпасів, при яких в даних умовах ступінь конверсії синтез–газу в цільовий продукт буде максимальною. Зважаючи на складність і громіздкість рівняння (2.71) обмежимося в роботі його загальним виглядом. Для того, щоб знайти максимум концентрації метанолу на виході колони синтезу метанолу, для фіксованого значення навантаження $F_{y,z}$, доцільно застосувати багато-параметричну оптимізацію [40]. Сучасні засоби обчислювальної техніки, що використовуються для управління виробництвом, дозволяють в прийнятний час отримати рішення. Проте, отримати бажане

рішення задачі в даній постановці навряд чи можливо. Головним чином це пов'язано з наявністю сильних неконтрольованих збурень на ОК. До них відносяться: зміна активності каталізатора, гідродинамічних режимів в колоні та інші. Тому розв'язок багатопараметричної оптимізаційної задачі можна розглядати лише як швидкий крок в близьку околицю точки екстремуму. Для цього необхідно побудувати зрізи функції (2.71) для фіксованих значень витрат «холодного» байпаса F_3 з певним кроком. Графічне розв'язання даного рівняння для довільно обраного зрізу наведено на рис. 2.6.

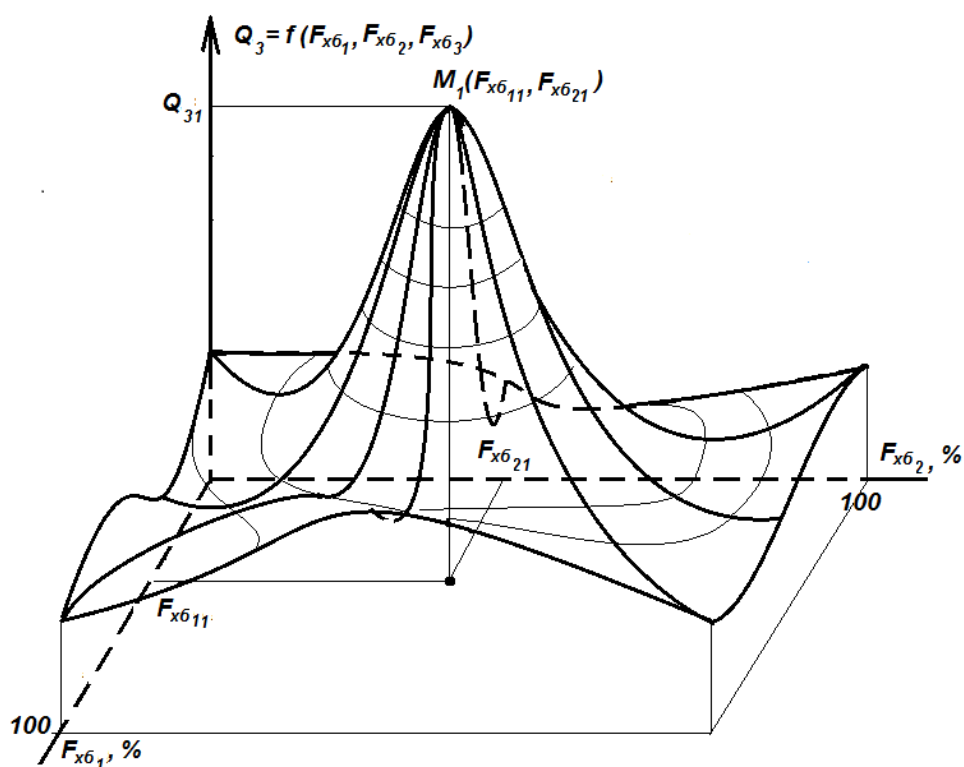


Рис. 2.6. Графічне розв'язання рівняння (2.71)

Результатом рішення оптимізаційної задачі в алгоритмі роботи системи управління з моделлю колоною синтезу метанолу у виробництві метанолу для заданого навантаження на агрегат ($F_{ц.г.} = const$) є оптимальні значення витрат синтез-газу по фізичних каналах «холодних» байпасів. Отримані значення витрат реалізуються через роботу виконавчих механізмів та регулюючих клапанів, встановлених в лініях подачі «холодних» байпасів. Таким чином, для фіксованих значень витрат F_3 з певним кроком отримаємо значення максимумів

функцій концентрації. Графічно ця функція буде мати вигляд функції, що наведена на рис. 2.7.

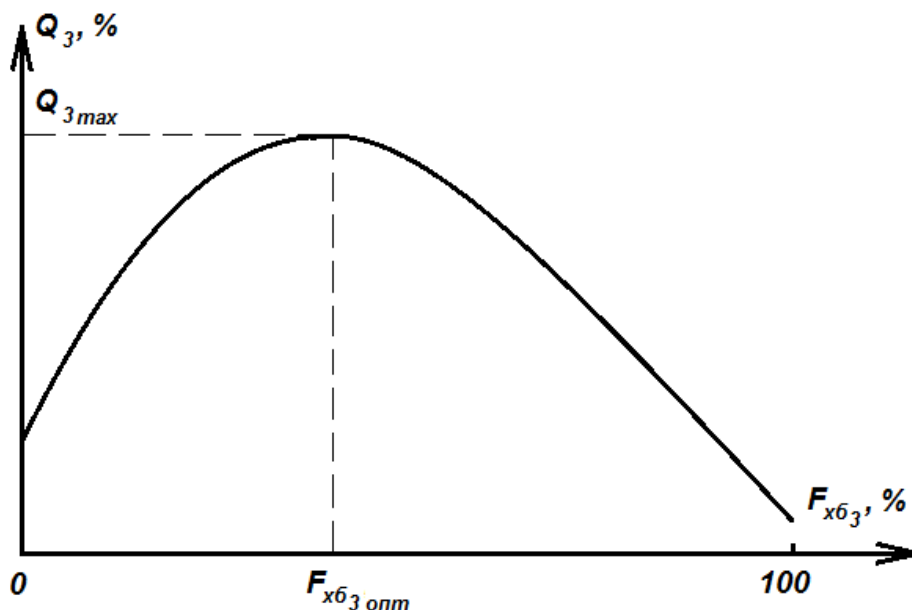


Рис. 2.7. Графічне рішення оптимізаційної задачі

Отже, в роботі системи управління реалізується швидкий вихід об'єкта управління на режим близький до оптимального. Після того, як знайдено оптимальне значення витрати «холодного» байпаса на третю полицю колони синтезу метанолу при заданому значенні навантаження і збурюючих параметрів, для даного зрізу необхідно знайти значення витрат «холодних» байпасів на першу і другу полки колони за описаним вище механізмом.

З огляду на те, що точність моделі не однакова в усіх точках процесу, координати реального екстремуму концентрації (експериментальне значення) можуть відрізнятися від розрахованого за моделлю теоретичного значення. Для більш точного переходу об'єкта в оптимальний режим на наступному етапі роботи системи пропонується використовувати пошуковий алгоритм Хука-Дживса [41].

2.7. Використання алгоритму Хука-Дживса для уточнення координат екстремуму.

Інформація, що отримана під час переходу об'єкта управління в область близьку до оптимальної, використовується в якості базисної точки пошукового алгоритму. Крім того, дані, що отримані за детермінованою ММ, використовуються при визначенні напрямку пошуку і величини кроку. Це дозволяє істотно скоротити число пробних кроків при реалізації алгоритму, час пошуку та підвищити ймовірність знаходження найближчої околиці дійсного оптимуму.

На рис. 2.8. показаний перший крок до знаходження реального екстремуму з точки, екстремуму (1), отриманої розв'язком оптимізаційної задачі. Для реалізації алгоритму Хука-Дживса необхідно стабілізувати значення витрат «холодного» байпаса на першу і третю полки колони. При цьому на уявному графіку реальної функції залежності концентрації метанолу на виході колони синтезу метанолу від витрат «холодних» байпасів з'явиться зріз, що проходить через точку 1, як це показано на рис. 2.8.

Далі система формує пробний крок ΔF_{x62} й аналізує значення концентрації метанолу в новій точці. Якщо це значення менше попереднього, то обраний напрям пошуку екстремуму є неправильним, і його необхідно змінити на протилежний. Якщо значення функції в новій точці більше ніж у попередній, то ця точка запам'ятовується алгоритмом і з неї робиться наступний пробний крок у напрямку екстремуму функції в цьому зрізі. При досягненні точки екстремуму в цьому зрізі, наступний крок дасть менше значення функції. Алгоритм повертає систему в попередній стан, фіксуючи точку екстремуму в першому зрізі. У разі досягнення точки екстремуму в цьому зрізі, наступний крок дасть менше значення функції. Алгоритм повертає систему в попередній стан, фіксуючи точку екстремуму в першому зрізі. Таким чином на першому етапі роботи алгоритму Хука-Дживса, система здійснює перехід з точки 1 в точку 2, а витрати «холодного» байпаса на першу полицю змінюється зі значення F_{x621} до F_{x622} .

Після знаходження точки 2 (рис. 2.8.), необхідно стабілізувати витрати «холодного» байпаса на другу і третю полиці колони синтезу метанолу. Результатом цього є зріз, перпендикулярний зрізу в першому кроці. Цей зріз проходить через точку 4. Точкою максимуму в другому зрізі є точка 3. Шлях системи в точку 3 аналогічний описаному вище. Таким чином, здійснивши перехід з точки 2 в точку 3 (рис. 2.9) система змінить витрати «холодного» байпаса на першу полицю зі значення F_{x611} до F_{x613} .

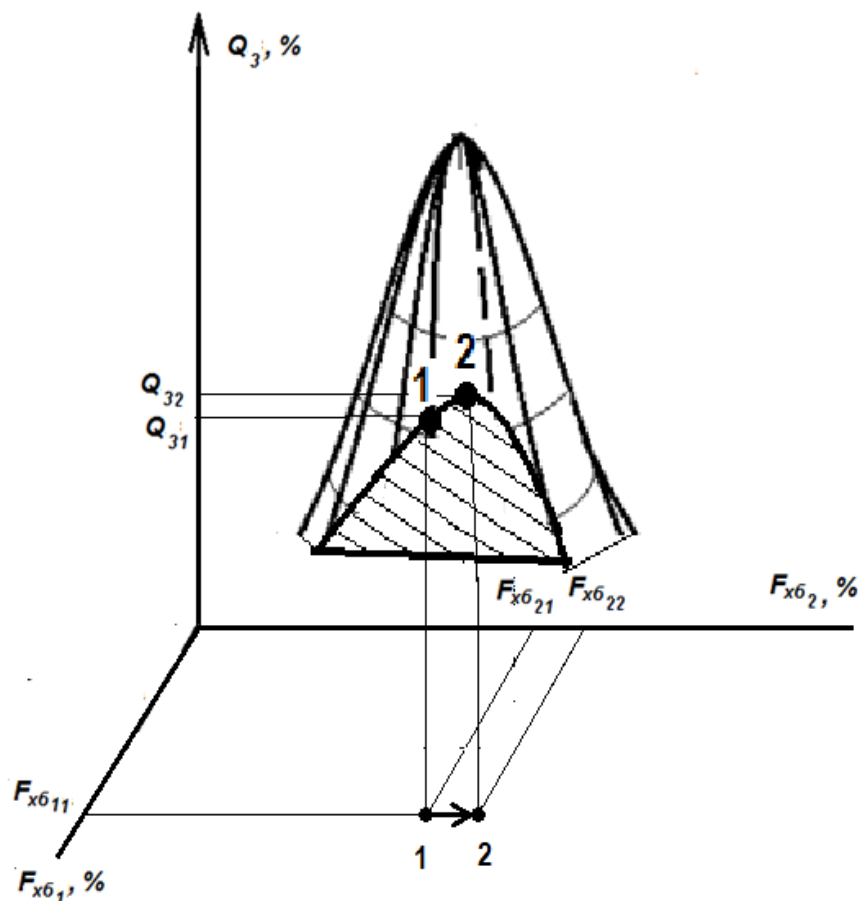


Рис. 2.8. Пошук екстремуму функції по алгоритму Хука-Дживса.

Крок 1

У розглянутій колоні синтезу метанолу кількість «холодних» байпасів дорівнює трьом. Таким чином, графік залежності концентрації метанолу від витрат «холодних» байпасів є гіперповерхня, яка не може бути представлена в явному вигляді.

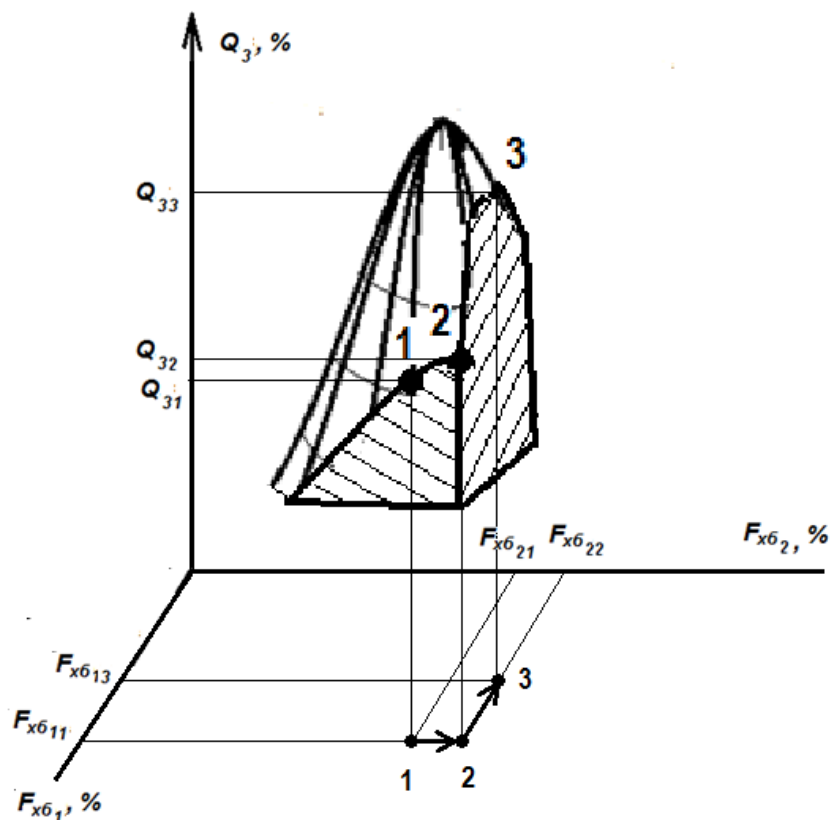


Рис. 2.9. Пошук екстремуму функції по алгоритму Хука-Дживса.

Крок 2

Для реалізації наступного кроку алгоритму Хука-Дживса, необхідно стабілізувати значення витрат «холодних» байпасів на першу і другу полиці колони синтезу метанолу й знайти значення витрати $F_{x6_{33}}$, при якому значення концентрації метанолу в третьому зрізі буде максимальним. Таким чином, здійснюється перша ітерація наближення системи до оптимального стану. Як показує практика, використання алгоритму Хука-Дживса, трьох ітерацій цілком достатньо, щоб з достатньою для практичних завдань точністю визначити умови екстремуму.

При плавному відхиленні в процесі роботи системи екстремуму функції від знайдених умов алгоритм Хука-Дживса доволі легко зможе перевести систему в стан нового екстремуму.

У разі, якщо перехід колони з одного стану в інший здійснюється різко (пуск виробництва, зміна навантаження на агрегат), у своєму русі по алгоритму

Хука-Дживса система може потрапити в область локального екстремуму, що зрештою не дасть оптимального стану системи.

Для того, щоб уникнути цього, в новому стані запускається алгоритм перевірки адекватності ММ колони синтезу метанолу, в разі необхідності виконується її адаптація. Далі, як описано вище, знаходиться критерій оптимальності і вирішується оптимізаційна задача. Після знаходження теоретичних умов екстремуму, система переходить в цей стан і активується алгоритм Хука-Дживса для експериментального уточнення екстремуму.

2.8. Розробка алгоритму управління колоною синтезу метанолу.

Детермінований підхід дозволив провести структурну ідентифікацію та визначити вид ММ колони синтезу метанолу у виробництві метанолу. В якості моделі приймається рівняння четвертого порядку по концентрації цільового компонента. Ця модель є вихідною для системи управління з моделлю колоною синтезу метанолу у виробництві метанолу. Модель досить проста: у рівнянні четвертого порядку невідома величина завжди може бути виражена через коефіцієнти рівняння. Тобто, при адаптації моделі функціональний вид залежностей змінюватися не буде, а будуть змінюватися тільки коефіцієнти моделі.

2.8.1. Адаптація математичної моделі.

Під час роботи колони синтезу параметри процесу змінюються під впливом неконтрольованих збурюючих впливів, які не входять до ММ. До таких параметрів можна віднести: концентрацію газів-інертний у синтез-газ і, стан (пробіг) каталізатора тощо. Ці зміни призводять до того, що виміряне значення концентрації цільового компонента і розраховане за ММ будуть відрізнятися на величину більшу, ніж встановлено. Тобто, виникає необхідність коригування коефіцієнтів у лівій частині математичної моделі об'єкта управління: a_4, a_3, a_2, a_1, a_0 . В роботі запропоновано цю задачу вирішувати з використанням рекурентного методу найменших квадратів [42-44].

Внаслідок коригування коефіцієнтів лівої частини ММ порушується рівність між правою і лівою частинами моделі. Тому наступним етапом процесу адаптації є коригування коефіцієнтів правої частини ММ.

Після коригування коефіцієнтів при концентрації цільового компонента, детермінована ММ перестає бути детермінованою і стає експериментально-статистичною.

Отримана таким чином ММ колони синтезу, використовується в алгоритмі управління для вирішення оптимізаційної задачі.

Основним параметром процесу, який впливає на режим роботи колони, є витрати синтезу газу (навантаження на агрегат). При зміні навантаження колони синтезу перейде в нове усталене положення. При цьому модель буде потребувати адаптації за раніше наведеним алгоритмом.

Таким чином, в роботі запропоновано механізм адаптації ММ колони синтезу метанолу на основі комбінованого моделювання.

2.8.2. Алгоритм роботи системи управління з моделлю колоною синтезу метанолу.

Практична реалізація досить складних алгоритмів стала можливою завдяки широкому застосуванню засобів обчислювальної техніки, що мають високу обчислювальну потужність. Завдяки тому, що швидкість і об'єм обчислювальних процедур перестає бути критичним обмеженням роботи системи, з'являється можливість оптимізувати структуру системи, підвищити дружність інтерфейсу, а також якість і надійність системи загалом [45,46].

Для реалізації стратегії оптимального управління колоною синтезу в роботі запропоновано алгоритм управління, який наведено на рис. 2.10.

Працює алгоритм таким чином. Значення витрат «холодних» байпасів, «основного» ходу і витрата циркуляційного газу, а також усіх інших параметрів колони, які входять в ММ по концентрації колони синтезу метанолу, вимірюються за допомогою відповідних інформаційно-вимірювальних каналів, перетворюються в цифровий вигляд і подаються на вхід ММ колони по концентрації. На виході колони синтезу метанолу формуються значення концентрації метанолу і температури газу. Ці значення також вимірюються

відповідними інформаційно-вимірними каналами. На виході алгоблоку, який реалізує ММ колони синтезу, формуються розрахункові значення концентрації метанолу й температури газу на виході колони. Розрахункове значення концентрації метанолу порівнюється з реальним вимірним значенням концентрації метанолу на виході колони, а розраховане значення температури порівнюється з реальним вимірним значенням температури на виході колони. У разі якщо різниця між вимірами і розрахованими значеннями на виході колони концентрації метанолу й температури газу перевищує деяку задану величину, то запускається алгоритм коригування моделі.

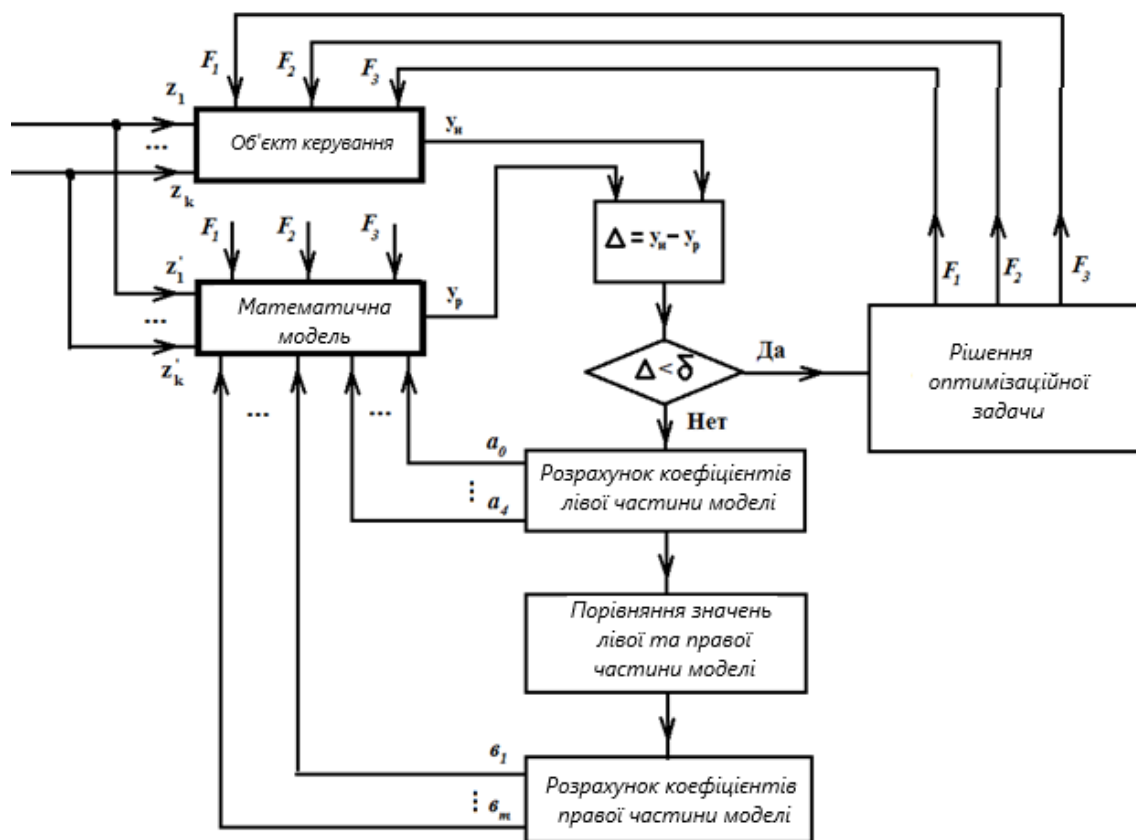


Рис. 2.10. Блок-схема алгоритму функціонування системи управління з моделлю

Він працює таким чином. Спочатку перераховуються коефіцієнти лівої частини рівняння математичної моделі a_4, a_3, a_2, a_1, a_0 . Вирішується це завдання з використанням методу найменших квадратів. Далі порівнюється значення правої і лівої частин рівняння моделей. У разі якщо вони нерівні, запускається алгоритм перерахунку коефіцієнтів правої частини рівняння моделі. Після

виконання процедури коригування коефіцієнтів ММ різниця між вимірами і розрахованими значення концентрації метанолу і температури газу на виході колони не перевищуватиме задану величину.

У разі виконанні цієї умови запускається процедура пошуку оптимального рішення. З уточненої ММ колони синтезу метанолу по концентрації формується критерій оптимальності. Фактично він являє собою похідну концентрації метанолу на колони по витратах «холодних» байпасів, прирівняну до нуля. Після цього, знаходиться максимально можлива в цих умовах концентрація метанолу на виході колони синтезу і відповідні їй значення витрат «холодних» байпасів. Отримані значення витрат «холодних» байпасів перераховуються в ступінь відкриття відповідних клапанів. Дані значення, перетворені в керуючий сигнал, подаються на регулюючі клапани. При зміні витрат «холодних» байпасів і «основного» ходу в колоні синтезу метанолу відбудеться перерозподіл внутрішніх потоків і, як наслідок, почнуться ПП, пов'язані зі зміною профілю температур по висоті колони і, як наслідок, зі зміною концентрації метанолу на виході кожної полиці колони.

Тривалість ПП, згідно з регламентом, і розробленою ММ складає близько 40 хвилин. Під час руху системи до нового сталого режиму процес перерахунку статичної ММ колони припиняється. Після того, як ПП в колоні припиняються, запускається алгоритм перевірки адекватності статичної ММ технологічного процесу. У разі якщо це необхідно, запускається алгоритм адаптації ММ, як це було описано раніше.

Після адаптації ММ проводиться рішення оптимізаційної моделі і визначаються оптимальні значення витрат «холодних» байпасів і «основного» ходу. У разі якщо вони не збігаються з поточними значеннями, рух до оптимального значення триває.

Після виходу системи на розраховані теоретично умови екстремуму, включається алгоритм Хука-Дживса, який дозволяє зробити більш тонке підстроювання системи.

2.9. Розробка функціональної схеми автоматизації колони синтезу метанолу.

При розробці системи управління з моделлю колоною синтезу метанолу у виробництві метанолу важливим є питання практичної реалізації запропонованих рішень. Для забезпечення роботи запропонованого алгоритму необхідно мати реальні значення цілого ряду технологічних параметрів. Серед них – витрата синтез-газу в колону синтезу (навантаження на колону), витрати синтез-газу по «основному» ходу, витрати «холодних» байпасів на першу, другу і третю полки колони, концентрація метанолу перед колоною синтезу і на її виході, перепад тиску на колоні, тиск у циклі синтезу, температура синтез-газу перед колоною синтезу, на вході, всередині й на виході кожної полиці, на виході вбудованого теплообмінника.

Функціональна схема автоматизації подана на рис. 2.11.

Для вимірювання витрати матеріальних потоків використаний метод змінного перепаду тиску. У трубопроводі, по якому транспортується потік, встановлюється звужувальний пристрій. Як звужувальний пристрій використовується камерна діафрагма ДКП 6-150. На звужувальному пристрої при протіканні потоку збільшується швидкість потоку, внаслідок чого, виникає перепад тиску. Цей перепад вимірюється диференціальним манометром «САПФІР 22 ДД». Даний прилад має уніфікований струмовий вихідний сигнал.

Перепад тиску на колоні також вимірюється диференціальним манометром «САПФІР 22 ДД».

Для вимірювання температур на стадії синтезу метанолу використовуються термопари ТХК-0515 з діапазоном вимірювання від 0 до 550 °С. В основу роботи термопари покладено термоелектричний ефект. Даний ефект полягає у виникненні різниці потенціалів на вільних кінцях термопари при виникненні різниці температур гарячого спаю і холодних кінців термопари. Вихідний сигнал термопари є різниця потенціалів. Для його нормалізації використовується нормуючий перетворювач Ш-78.

Концентрація метанолу в синтез-газі і перед і після колони синтезу метанолу вимірюється хроматографічним методом за допомогою

автоматичного хроматографа «Кристалл 2000». Вихідний сигнал приладу не уніфікований. Для уніфікації вихідного сигналу газоаналізатора концентрації метанолу використовується нормуючий перетворювач Ш-703.

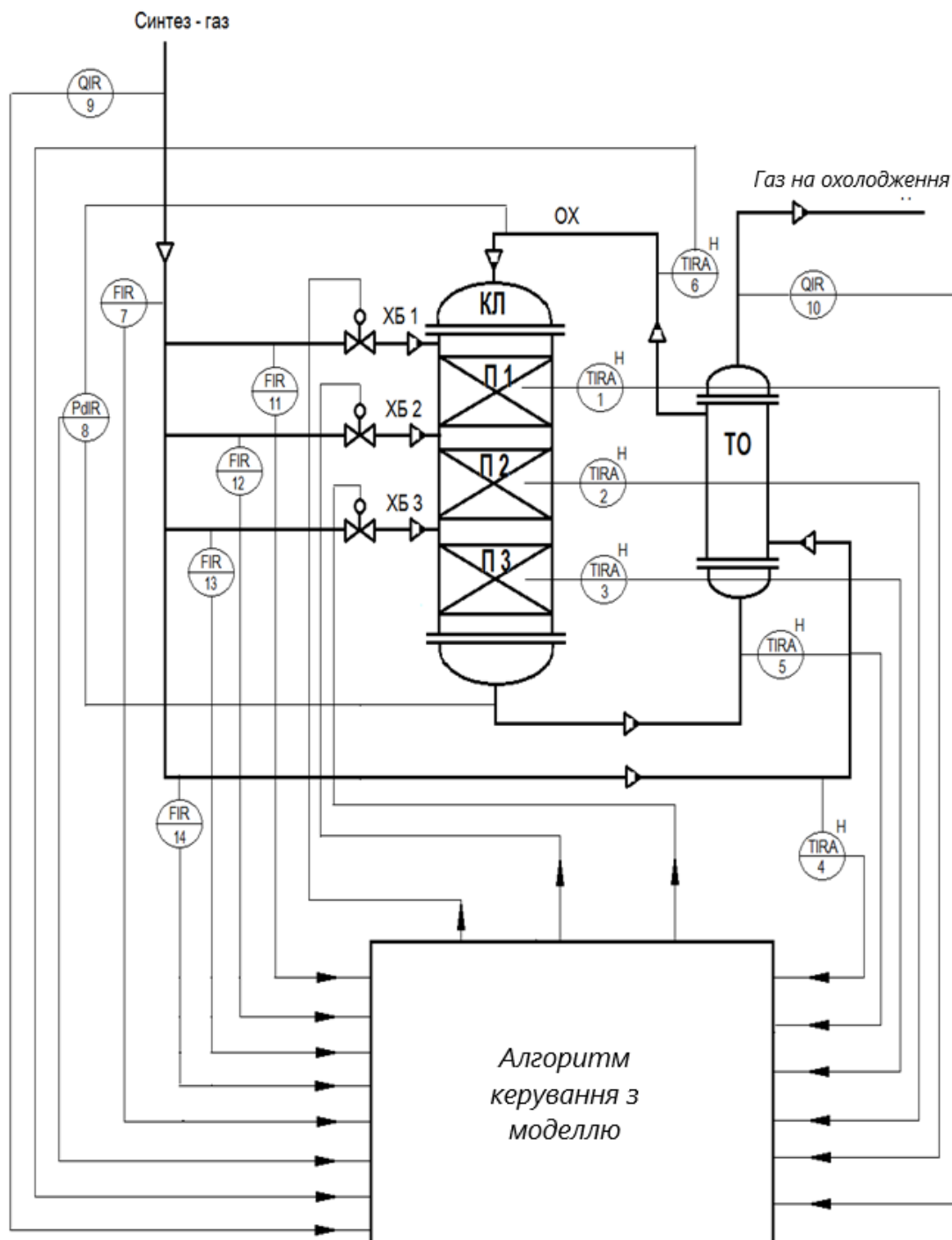


Рис. 2.11. Функціональна схема автоматизації колони синтезу метанолу у виробництві метанолу

Для вводу вимірювальної інформації в КОК використовується модуль ПЗО (пристрій зв'язку з об'єктом) ПКМ (Р) – 1КМ4. Даний пристрій дозволяє вводити аналогові сигнали нормовані в токовому діапазоні 0-20 мА чи 4-20 мА у КОК. Модуль ПЗО має 16 каналів, що дозволить ввести через один модуль значення всіх технологічних параметрів, необхідних для функціонування ММ. Цей пристрій перетворює аналоговий сигнал в цифровий шістнадцатирозрядний код. Похибка перетворення не більше 0,05%.

Після виконання роботи усіх описаних вище алгоритмів, на виході системи управління з моделлю колоною синтезу метанолу з'являється три значення ступеня відкриття клапанів у лініях «холодних» байпасів на першу, другу й третю полки колони синтезу. Для виведення цих значень на керуючі клапани використовується модуль виводу ФТ-16. Даний модуль дозволяє одночасно керувати до 16 виконавчими механізмами.

Слід особливо зауважити, що всі описані вище датчики й перетворювачі, необхідні для організації роботи системи управління з моделлю колоною синтезу метанолу у виробництві метанолу вже встановлені на діючому виробництві метанолу ПрАТ «Сєвєродонецьке об'єднання «АЗОТ». Тобто при впровадженні на виробництві, що розглядається, запропонована система не потребує додаткових капіталовкладень, спрямованих на установку нових вимірювальних каналів.

На відміну від способу управління колоною синтезу метанолу на реальному виробництві, де управління проводиться вручну з використанням рекомендацій технологічного регламенту, запропонована система управління з моделлю й алгоритм її функціонування дозволять вести технологічний процес синтезу метанолу в умовах, близьких до оптимальних. З огляду на багатотонажність та безперервність виробництва метанолу (річний обсяг виробництва метанолу на ПрАТ «Сєвєродонецьке об'єднання «АЗОТ». 100 тис. тон) економічна доцільність запропонованої системи не викликає сумнівів [46].

У роботі запропонована підхід до розробки ММ для подальшої оптимізації та управління складним технологічним об'єктом. Виконано аналіз полиці колони синтезу і внутрішнього теплообмінника як ОК, складені рівняння матеріальних і теплових балансів. На основі балансових рівнянь розроблені динамічні і статичні ММ полиць колони синтезу і внутрішнього теплообмінника. Розроблені ММ полиць колони і внутрішнього теплообмінника дозволили скласти системи рівнянь, які є динамічною й статичною ММ колони синтезу метанолу у виробництві метанолу. ММ колони синтезу метанолу можуть бути використані для вирішення оптимізаційних задач управління процесом синтезу метанолу, для побудови діагностичного комплексу, для розробки тренажера й ін.

Розроблено уточнену інформаційно-логічну схему колони синтезу метанолу, яка дозволила уточнити множинні внутрішні зв'язки об'єкта управління й охарактеризувати їх вплив на вихідні координати колони синтезу метанолу.

Розроблено алгоритм роботи системи управління з моделлю колоною синтезу метанолу.

Отримано загальний вигляд ММ колони синтезу метанолу з вбудованим внутрішнім теплообмінником, що дозволило отримати рівняння критерію оптимальності роботи колони.

Запропонований підхід дозволяє на основі рішення оптимізаційної задачі отримати такі значення витрат «холодних» байпасів, при яких колона буде працювати в умовах, близьких до оптимальних. Це дає змогу здійснити швидкий «кидок» системи в область близьку до оптимальної. Після цього, оптимальне на практиці значення концентрації метанолу на виході колони синтезу (максимальне значення) знаходиться з використанням методу Хука-Дживса.

Розроблено функціональну схему автоматизації та проаналізовано комплекс технічних засобів, що необхідні для реалізації запропонованої системи.

РОЗДІЛ 3.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ З МОДЕЛЛЮ ВУЗЛОМ ОХОЛОДЖЕННЯ ТА КОНДЕНСАЦІЇ МЕТАНОЛУ

Технічний аудит виробництва метанолу дав можливість визначити його виробничий резерв. Одним з напрямів вдосконалення роботи циклу синтезу метанолу є оптимізація роботи вузла охолодження і конденсації метанолу. Стабілізація температури газометанольної суміші на виході вузла охолодження і конденсації метанолу дозволить запобігти неконтрольованій зміні перепаду тиску на компресорі синтез-газу, а, відповідно, й неконтрольованій зміні навантаження на колону. Це дозволить уникнути розбалансу всього циклу синтезу метанолу. Для стабілізації температури на виході вузла охолодження і конденсації метанолу в роботі запропоновано дискретну систему керування з моделлю. Для реалізації такої системи насамперед слід розробити математичні моделі апаратів повітряного охолодження, що працюють в різних режимах: без увімкнених вентиляторів, з увімкненими вентиляторами, з увімкненою системою зрошення. Для розв'язання цієї задачі, Ураховуючи, що ММ АПО має другий порядок, найбільш доцільно використати детерминований підхід до моделювання.

Розробляючи ММ приймається припущення, що всі впливи на АПО для охолодження газометанольної суміші мають адитивний характер. Ураховуючи, що всі АПО вузла охолодження і конденсації однакові, їх ММ будуть відрізнятися тільки коефіцієнтами моделі та сталими часу [30,39].

3.1. Динамічна ММ АПО.

Однією з задач роботи є розробка динамічної ММ процесу повітряного охолодження газометанольної суміші. При цьому умови охолодження змінюються у широкому діапазоні (повітряне охолодження без обдуву, з обдувом, з водяним зрошенням), а також змінюється агрегатний стан компонентів газометанольної суміші (конденсація парів метанолу). Це

обумовило вибір типу ММ – детерміновані моделі, що будуються на основі матеріальних та теплових балансів.

Для розроблення динамічної ММ АПО складемо рівняння його теплового балансу. Теплота в АПО передається в 2 стадії:

- 1) від газометанольної суміші трубкам теплообмінника;
- 2) від трубок теплообмінника в навколишнє середовище.

Рівняння теплового балансу першої стадії має вигляд:

$$dq_p = dq_p' + dq_{cm} + dq_{Mp}. \quad (3.1)$$

Рівняння теплового балансу другої стадії має вигляд:

$$dq_{omd} + dq_{Mm} = dq_{cm}. \quad (3.2)$$

де dq_p – теплота, що надходить з газометанольною сумішшю:

$$dq_p = Fp \cdot Cp \cdot Tp \cdot dt; \quad (3.3)$$

dq_p' – теплота, що виходить з газометанольної сумішшю:

$$dq_p' = Fp \cdot Cp \cdot Tp' \cdot dt; \quad (3.4)$$

dq_{cm} – теплота, яка передається від газометанольної суміші стінкам трубок шляхом тепловіддачі:

$$dq_{cm} = \alpha_{en} \cdot S_{en} \cdot (Tp - Tcm) \cdot dt. \quad (3.5)$$

dq_{omd} – теплота, яка передається від стінок трубок в навколишнє середовище шляхом тепловіддачі:

$$dq_{om\partial} = K \cdot \alpha_n \cdot S_n \cdot (T_{cc} - T_{окр.ср.}) \cdot dt. \quad (3.6)$$

dq_{Mp} – теплота, яка накопичується в газометанольній суміші:

$$dq_{Mp} = m_p \cdot Cp \cdot dTr'. \quad (3.7)$$

dq_{Mm} – теплота, яка накопичується в трубках теплообмінника:

$$dq_{Mm} = m_m \cdot Cm \cdot dTcm. \quad (3.8)$$

У цих рівняннях Fp – витрата газометанольної суміші, кг/с;

Cp – теплоємність газометанольної суміші, Дж/(кг К);

Cm – теплоємність матеріалу трубок; Дж/(кг К);

Tr – температура газометанольної суміші на вході в теплообмінник, К;

Tr' – температура газометанольної суміші на виході теплообмінника, К;

$T_{окр.ср.}$ – температура навколишнього середовища, К;

Tcm – температура стінок теплообмінника, К;

m_p – маса газометанольної суміші, яка накопичується в трубках теплообмінника, К;

m_m – маса трубок теплообмінника, кг;

$S_{вн}, S_n$ – площа внутрішньої і зовнішньої поверхні теплообмінника, м²;

$\alpha_{вн}$ – коефіцієнт тепловіддачі від газометанольної суміші до стінок трубок теплообмінника, Вт/(м² К);

α_n – коефіцієнт тепловіддачі від стінок трубок теплообмінника в навколишнє середовище, Вт/(м² К);

K – коефіцієнт забруднення поверхні теплообмінника.

Таким чином отримуємо наступний вид рівнянь теплових балансів, що виражено в технологічних змінних:

$$1) F_p \cdot C_p \cdot T_p \cdot dt = F_p \cdot C_p \cdot T_p' \cdot dt + m_p \cdot C_p \cdot dT_p + \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot (T_p - T_{ст}) \cdot dt. \quad (3.9)$$

$$2) K \cdot \alpha_n \cdot S_n \cdot (T_{сс} - T_{окр.сп.}) \cdot dt + m_m \cdot C_m \cdot dT_{тс} = \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot (T_p - T_{ст}) \cdot dt. \quad (3.10)$$

Розділимо праві і ліві частини балансів на dt і отримаємо:

$$1) F_p \cdot C_p \cdot T_p = F_p \cdot C_p \cdot T_p' + m_p \cdot C_p \cdot \frac{dT_p}{dt} + \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot (T_p - T_{ст}). \quad (3.11)$$

$$2) K \cdot \alpha_n \cdot S_n \cdot (T_{сс} - T_{окр.сп.}) + m_m \cdot C_m \cdot \frac{dT_{тс}}{dt} = \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot (T_p - T_{ст}). \quad (3.12)$$

У цих рівняннях змінними параметрами будуть: T_p , T_p' , $T_{окр.сп.}$, $T_{ст}$, F_p . Рівняння (3.11) та (3.12) являють собою нелінійну ММ. Лінеаризуємо модель, використовуючи метод розкладання в ряд Тейлора, і вилучимо рівняння статички з лінеаризованих рівняння динамічної ММ.

Рівняння статичних ММ мають вигляд:

$$1) F_p \cdot C_p \cdot T_p + \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot T_{ст} = F_p \cdot C_p \cdot T_p' + \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot T_p. \quad (3.13)$$

$$2) K \cdot \alpha_n \cdot S_n \cdot T_{сс} + \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot T_{ст} = \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot T_p + \alpha_n \cdot S_n \cdot T_{окр.сп.}. \quad (3.14)$$

Рівняння динамічних ММ мають вигляд:

1)

$$F_p \cdot C_p \cdot \Delta T_p + C_p \cdot T_p \cdot \Delta F_p + \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot \Delta T_{ст} = F_p \cdot C_p \cdot \Delta T_p' + C_p \cdot T_p' \cdot \Delta F_p +$$

$$+ m_p \cdot C_p \cdot \frac{d\Delta T_p'}{dt} + \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot \Delta T_p. \quad (3.15)$$

$$2) K \cdot \alpha_H \cdot S_H \cdot \Delta T_{cc} + \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot \Delta T_{cm} + m_m \cdot C_m \cdot \frac{d\Delta T_{cm}}{dt} = \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot \Delta T_p + \alpha_H \cdot S_H \cdot \Delta T_{окр.ср.} \quad (3.16)$$

Запишемо рівняння (3.15), (3.16) у відносній формі, для цього введемо позначення:

$$y_1 = \frac{\Delta T_p'}{T_p'}; \quad z_1 = \frac{\Delta T_p}{T_p}; \quad z_2 = \frac{\Delta T_{cm}}{T_{cm}}; \quad z_3 = \frac{\Delta F_p}{F_p}; \quad z_4 = \frac{\Delta T_{окр.ср.}}{T_{окр.ср.}}$$

Тоді отримаємо:

$$1) F_p \cdot C_p \cdot T_p \cdot z_1 + C_p \cdot T_p \cdot F_p \cdot z_3 + \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot T_{cm} \cdot z_2 = F_p \cdot C_p \cdot T_p' \cdot y_1 + C_p \cdot T_p' \cdot F_p \cdot z_3 + m_p \cdot C_p \cdot T_p' \frac{dy_1}{dt} + \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot T_p \cdot z_1 \quad (3.17)$$

$$2) K \cdot \alpha_H \cdot S_H \cdot T_{cc} \cdot z_2 + \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot T_{cm} \cdot z_2 + m_m \cdot C_m \cdot T_{cm} \frac{dz_2}{dt} = \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot T_p \cdot z_1 + \alpha_H \cdot S_H \cdot T_{окр.ср.} \cdot z_4 \quad (3.18)$$

Розділимо рівняння (3.17) на $F_p \cdot C_p \cdot T_p'$, а рівняння (3.18) на $K \cdot \alpha_H \cdot S_H \cdot T_{cc} + \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot T_{cm}$ і введемо такі позначення:

$$\tau_1 = \frac{m_p \cdot C_p \cdot T_p'}{F_p \cdot C_p \cdot T_p'} = \frac{m_p}{F_p};$$

$$\tau_2 = \frac{m_m \cdot C_m \cdot T_{cm}}{K \cdot \alpha_H \cdot S_H \cdot T_{cc} + \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot T_{cm}} = \frac{m_m \cdot C_m}{K \cdot \alpha_H \cdot S_H + \alpha_{вн} \cdot S_{вн}};$$

$$K_1 = \frac{F_p \cdot C_p \cdot T_p - \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot T_p}{F_p \cdot C_p \cdot T_p'};$$

$$K_2 = \frac{\alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot T_{cm}}{F_p \cdot C_p \cdot T_p'};$$

$$K_3 = \frac{F_p \cdot C_p \cdot T_p - F_p \cdot C_p \cdot T_p'}{F_p \cdot C_p \cdot T_p'} = \frac{T_p - T_p'}{T_p'}$$

$$K_4 = \frac{\alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot T_p}{(K \cdot \alpha_H \cdot S_H + \alpha_{вн} \cdot S_{вн}) \cdot T_{cc}};$$

$$K_5 = \frac{K \cdot \alpha_H \cdot S_H \cdot T_{окр.ср.}}{(K \cdot \alpha_H \cdot S_H + \alpha_{вн} \cdot S_{вн}) \cdot T_{cc}}.$$

В результаті отримаємо:

$$1) \tau_1 \cdot \frac{dy_1}{dt} + y_1 = K_1 \cdot z_1 + K_2 \cdot z_2 + K_3 \cdot z_3. \quad (3.19)$$

$$2) \tau_2 \cdot \frac{dz_2}{dt} + z_2 = K_4 \cdot z_1 + K_5 \cdot z_4. \quad (3.20)$$

З рівняння (3.19) знайдемо z_2 і її похідну:

$$z_2 = \frac{\tau_1}{K_2} \cdot \frac{dy_1}{dt} + \frac{1}{K_2} \cdot y_1 - \frac{K_1}{K_2} \cdot z_1 + \frac{K_3}{K_2} \cdot z_3. \quad (3.21)$$

$$\frac{dz_2}{dt} = \frac{\tau_1}{K_2} \cdot \frac{d^2 y_1}{dt^2} + \frac{1}{K_2} \cdot \frac{dy_1}{dt} - \frac{K_1}{K_2} \cdot \frac{dz_1}{dt} + \frac{K_3}{K_2} \cdot \frac{dz_3}{dt}. \quad (3.22)$$

Підставимо рівняння (3.21), (3.22) в рівняння (3.20) і введемо нові позначення $\tau'' = \tau_1 \cdot \tau_2$, $\tau' = \tau_1 + \tau_2$, $K_6 = 1 + \frac{K_2 \cdot K_4}{K_1}$, $K_7 = K_2 \cdot K_5$. В результаті отримаємо ММ АПО:

$$\tau'' \cdot \frac{d^2 y_1}{dt^2} + \tau' \cdot \frac{dy_1}{dt} + y_1 = K_1 \cdot (\tau_2 \frac{dz_1}{dt} + K_6 \cdot z_1) + K_3 \cdot (\tau_2 \frac{dz_3}{dt} + z_3) + K_7 \cdot z_4 \quad (3.23)$$

3.2. Визначення коефіцієнтів математичної моделі АПО.

В якості прикладу одержимо коефіцієнтів ММ першого теплообмінника за ходом газометанольної суміші.

1) F_p – витрата газометанольної суміші:

$$F_p = 315000 \frac{\text{нм}^3}{\text{час}} = 87.5 \frac{\text{нм}^3}{\text{с}} = 2.591 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} = 52.15 \frac{\text{к}^2}{\text{с}}.$$

2) C_p – теплоємність газометанольної суміші:

$$C_p = 504 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

3) C_m – теплоємність матеріалу трубок:

$$C_m = 2590 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

4) T_p – температура газометанольної суміші на вході в теплообмінник:

$$T_p = 150^\circ\text{C} = 423\text{K}.$$

5) T_p' – температура парогазової суміші на виході теплообмінника:

$$T_p' = 110^\circ\text{C} = 383\text{K}.$$

6) $T_{\text{окр.ср.}}$ – температура навколишнього середовища:

$$T_{\text{окр.ср.}} = 20^\circ\text{C} = 293\text{K}.$$

7) m_p – маса газометанольної суміші, яка накопичується в трубках теплообмінника:

$$m_p = L_{\text{тр}} \cdot S_{\text{тр}} \cdot n \cdot \rho_{\text{см}},$$

де $L_{\text{тр}} = 6$ м – довжина трубок теплообмінника;

$$S_{\text{тр}} = \frac{\pi \cdot d_{\text{вн}}^2}{4} = \frac{3.14 \cdot 0.021^2}{4} = 0.000346 \text{ м}^2 \text{ – площа поперечного перетину}$$

трубки;

$d_{вн} = 0.021 \text{ м}$ – внутрішній діаметр трубки;

$n = 984$ – кількість трубок в теплообміннику;

$$\rho_{см} = \frac{P \cdot M_{см}}{R \cdot T_p} = \frac{5.3 \cdot 10^6 \text{ Па} \cdot 13.357 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}}{8314 \cdot 423 \text{ К}} = 20.13 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

$P = 5.3 \cdot 10^6 \text{ Па}$ – тиск в теплообміннику;

$M_{см} = 13.357 \frac{\text{кг}}{\text{моль}}$ – молярна маса суміші;

$$m_p = 6 \cdot 0.000346 \cdot 984 \cdot 20.13 = 10.285 \text{ кг};$$

8) m_m – маса трубок теплообмінника:

$$m_m = L_{тр} \cdot \left(\frac{\pi \cdot d_n^2}{4} - \frac{\pi \cdot d_{вн}^2}{4} \right) \cdot n \cdot \rho_{ст},$$

де

$d_n = 0.025 \text{ м}$ – зовнішній діаметр трубки;

$\rho_{ст} = 7800 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ – густина сталі;

$$m_m = 6 \cdot \left(\frac{\pi \cdot 0.025^2}{4} - \frac{\pi \cdot 0.021^2}{4} \right) \cdot 984 \cdot 7800 = 6655 \text{ кг}$$

9) $S_{вн}$ – площа внутрішньої поверхні теплообмінника

$$S_{вн} = 390 \text{ м}^2$$

10) S_n – площа зовнішньої поверхні теплообмінника

$$S_n = 7500 \text{ м}^2$$

11) $\alpha_{вн}$ – коефіцієнт тепловіддачі від газометанольної суміші до стінок трубок теплообмінника

Газометанольна суміш має наступні теплофізичні властивості: густина

$$\rho_{см} = 20.13 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}, \text{ в'язкість } \mu_{см} = 1.762 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}, \text{ теплопровідність } \lambda_{см} = 0.0867 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}},$$

$$\text{теплоємність } C_p = 2590 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$\alpha_{вн} = \frac{0.021 \cdot \text{Re}^{0.8} \cdot \text{Pr}^{0.43} \cdot \lambda_{см}}{d_{вн}}$$

$S = S_{mp} \cdot n = 0.000346 \cdot 984 = 0.34 \text{ м}^2$ – площа поперечного перетину всіх трубок теплообмінника.

$w = \frac{Fp}{S} = \frac{2.591 \text{ м}^3/\text{с}}{0.34 \text{ м}^2} = 7.621 \text{ м}/\text{с}$ – швидкість руху газометанольної суміші в трубках теплообмінника.

$Re = \frac{w \cdot d_{вн} \cdot \rho_{см}}{\mu_{см}} = \frac{7.621 \cdot 0.021 \cdot 20.13}{1.762 \cdot 10^{-5}} = 182800$ – критерій Рейнольдса;

$Pr = \frac{Cp \cdot \mu_{см}}{\lambda_{см}} = \frac{2590 \cdot 1.762 \cdot 10^{-5}}{0.0867} = 0.526$ – критерій Прандтля;

$\alpha_{вн} = \frac{0.021 \cdot 182800^{0.8} \cdot 0.526^{0.43} \cdot 0.0867}{0.021} = 1066 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$.

12) $\alpha_{н1}$ – коефіцієнт тепловіддачі від стінок трубок теплообмінника в навколишнє середовище при вимкненому вентиляторі

Повітря має наступні теплофізичні властивості при 20 °С : густина $\rho_g = 1.2 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$,

в'язкість $\mu_g = 1.831 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$, теплопровідність $\lambda_g = 0.026 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$, коефіцієнт об'ємного

розширення $\beta = 0.003671 \text{ К}^{-1}$.

$\alpha_{н1} = \frac{0.47 \cdot Gr^{0.25} \cdot \lambda_g}{d_n}$.

Визначимо з рівняння статки (3.13) температуру стінки:

$$T_{ст} = \frac{Fp \cdot Cp \cdot T_p' + \alpha_{вн} \cdot S_{вн} \cdot T_p - Fp \cdot Cp \cdot T_p}{\alpha_{вн} \cdot S_{вн}} =$$

$$= \frac{2590 \cdot 52.15 \cdot 333 + 1066 \cdot 390 \cdot 423 - 2590 \cdot 52.15 \cdot 423}{1066 \cdot 390} = 393 \text{ К} = 120^\circ \text{С}$$

Розрахуємо

значення

критерія

Грасгофа

$$Gr = \frac{g \cdot d_n^3 \cdot \rho_d^2 \cdot (T_{ст} - T_{кр.сп.}) \cdot \beta}{\mu_g^2} = \frac{9.81 \cdot 0.025^3 \cdot 1.2^2 \cdot (120 - 20) \cdot 0.003671}{(1.831 \cdot 10^{-5})^2} = 241700$$

$$\alpha_{н1} = \frac{0.47 \cdot 241700^{0.25} \cdot 0.026}{0.025} = 10.838 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

13) $\alpha_{н2}$ – коефіцієнт тепловіддачі від стінок трубок теплообмінника в навколишнє середовище при включеному вентиляторі.

Повітря має наступні теплофізичні властивості при 40 °С: щільність

$$\rho_g = 1.125 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}, \quad \text{в'язкість} \quad \mu_g = 1.93 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}, \quad \text{теплопровідність} \quad \lambda_g = 0.028 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}},$$

$$\text{теплоємність} \quad C_v = 1000 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$\alpha_{n2} = \frac{0.23 \cdot \text{Re}^{0.65} \cdot \text{Pr}^{0.33} \cdot \lambda_g}{d_n}.$$

$f_{\text{MT}} = 17.56 \text{ м}^2$ – найменша площа перетину міжтрубного простору.

$V_v = 720000 \text{ м}^3/\text{Г} = 200 \text{ м}^3/\text{с}$ – продуктивність вентилятора.

$$w = \frac{V_v}{f_{\text{MT}}} = \frac{200 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}}{17.56 \text{ м}^2} = 11.39 \frac{\text{м}}{\text{с}} \text{ – швидкість повітря в міжтрубному просторі.}$$

$$\text{Re} = \frac{w \cdot d_n \cdot \rho_g}{\mu_g} = \frac{11.39 \cdot 0.025 \cdot 1.125}{1.93 \cdot 10^{-5}} = 16600 \text{ – критерій Рейнольдса.}$$

$$\text{Pr} = \frac{C_v \cdot \mu_g}{\lambda_g} = \frac{1000 \cdot 1.93 \cdot 10^{-5}}{0.028} = 0.689 \text{ – критерій Прандтля.}$$

$$\alpha_{n2} = \frac{0.23 \cdot 16600^{0.65} \cdot 0.689^{0.33} \cdot 0.028}{0.025} = 126.08 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

14) α_{n3} – коефіцієнт тепловіддачі від стінок трубок теплообмінника в навколишнє середовище при включеній системі зрошення.

Вода має наступні теплофізичні властивості при 20 °С: щільність $\rho_g = 1000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$,

в'язкість $\mu_g = 0.001 \text{ Па} \cdot \text{с}$, теплопровідність $\lambda_g = 0.6 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$, теплоємність

$$C_v = 4190 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}.$$

$$\alpha_{n3} = \frac{0.002 \cdot \text{Re}_{\text{пл}}^{0.57} \cdot \text{Pr}^{0.4} \cdot \lambda_g}{\delta_{\text{прив}}}$$

$$\alpha_{n3} = \frac{0.002 \cdot \text{Re}_{\text{пл}}^{0.57} \cdot \text{Pr}^{0.4} \cdot \lambda_g}{\delta_{\text{прив}}}$$

$G = 3 \text{ м}^3/\text{г} = 3000 \text{ кг}/\text{г} = 0.83 \text{ кг}/\text{с}$ – витрата води.

$$\Gamma = \frac{G}{2 \cdot L_{\text{mp}}} = \frac{0.83 \frac{\text{кг}}{\text{с}}}{2 \cdot 6 \text{ м}} = 0.07 \frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{с}} \text{ – лінійна щільність зрошення.}$$

$$\text{Re}_{\text{пл}} = \frac{4 \cdot \Gamma}{\mu_g} = \frac{4 \cdot 0.07}{0.001} = 280 \text{ – критерій Рейнольдса.}$$

$$Pr = \frac{C_v \cdot \mu_g}{\lambda_g} = \frac{4190 \cdot 0.001}{0.6} = 6.983 \text{ – критерій Прандтля.}$$

$$\delta_{прив} = \left(\frac{\mu_g^2}{\rho_g^2 \cdot g} \right)^{0.33} = \left(\frac{0.001^2}{1000^2 \cdot 9.81} \right)^{0.33} = 5.16 \cdot 10^{-5} \text{ м – приведена товщина плівки.}$$

$$\alpha_{н3} = \frac{0.002 \cdot 280^{0.57} \cdot 6.983^{0.4} \cdot 0.6}{5.16 \cdot 10^{-5}} = 1256 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}.$$

Підставимо набутих значень в рівняння (3.23) і отримаємо ММ роботи АПО:

1) при вимкненому вентиляторі:

$$3.76 \cdot \frac{d^2 y_1}{dt^2} + 19.27 \cdot \frac{dy_1}{dt} + y_1 = 0.63 \cdot \left(-79.79 \cdot \frac{dz_1}{dt} + z_1 \right) + 0.27 \cdot \left(19.09 \cdot \frac{dz_3}{dt} + z_3 \right) + 0.45 \cdot z_4. \quad (3.24)$$

2) при включеному вентиляторі:

$$1.37 \cdot \frac{d^2 y_1}{dt^2} + 7.16 \cdot \frac{dy_1}{dt} + y_1 = -1.45 \cdot \left(12.71 \cdot \frac{dz_1}{dt} + z_1 \right) + 0.27 \cdot \left(6.97 \cdot \frac{dz_3}{dt} + z_3 \right) + 1.88 \cdot z_4. \quad (3.25)$$

3) при включеній системі зрошення:

$$0.19 \cdot \frac{d^2 y_1}{dt^2} + 1.16 \cdot \frac{dy_1}{dt} + y_1 = -2.47 \cdot \left(1.03 \cdot \frac{dz_1}{dt} + z_1 \right) + 0.27 \cdot \left(0.96 \cdot \frac{dz_3}{dt} + z_3 \right) + 2.59 \cdot z_4. \quad (3.26)$$

3.3. Дослідження динамічної моделі АПО.

Запишемо рівняння (3.24), (3.25), (3.26) в операторній формі, знайдемо ПФ і побудуємо ПП по каналах $Z_1 \rightarrow Y_1 (T_p \rightarrow T_p')$, $Z_3 \rightarrow Y_1 (F_p \rightarrow T_p')$, $Z_4 \rightarrow Y_1 (T_{окр.сп} \rightarrow T_p')$.

1) при вимкненому вентиляторі:

$$\begin{aligned} (3.76 \cdot S^2 + 19.27 \cdot S + 1) \cdot Y_1(S) &= 0.63 \cdot (-79.79 \cdot S + 1) \cdot Z_1(S) + \\ &+ 0.27 \cdot (19.09 \cdot S + 1) \cdot Z_3(S) + 0.44 \cdot Z_4(S). \end{aligned} \quad (3.27)$$

$$W_{Z1 \rightarrow Y1}(S) = \frac{Y1(S)}{Z1(S)} = \frac{0.63 \cdot (-79.79 \cdot S + 1)}{3.76 \cdot S^2 + 19.27 \cdot S + 1}. \quad (3.28)$$

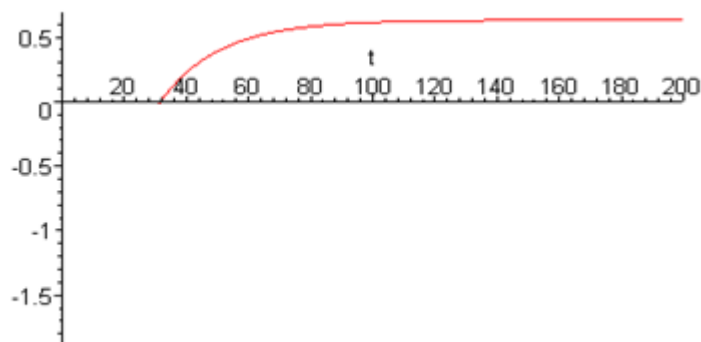


Рис. 3.1. Перехідний процес по каналу $Z1 \rightarrow Y1$ ($Tr \rightarrow Tr'$)
при вимкненому вентиляторі

$$W_{Z3 \rightarrow Y1}(S) = \frac{Y1(S)}{Z3(S)} = \frac{0.27 \cdot (19.09 \cdot S + 1)}{3.76 \cdot S^2 + 19.27 \cdot S + 1}. \quad (3.29)$$

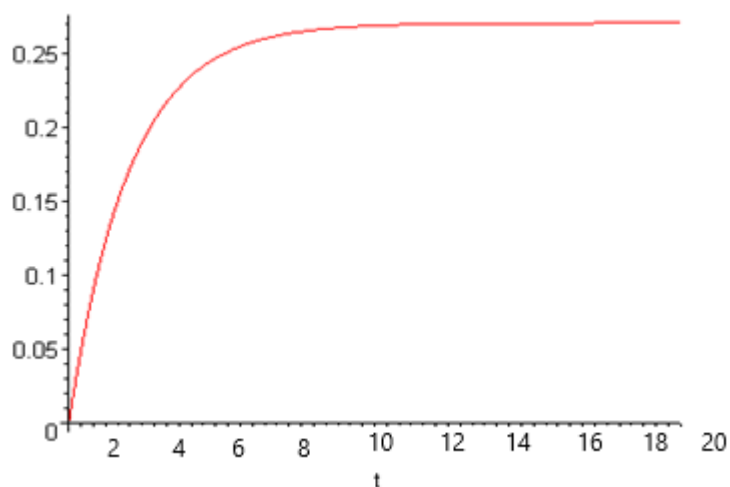


Рис. 3.2. Перехідний процес по каналу $Z3 \rightarrow Y1$ ($Fp \rightarrow Tr'$)
при вимкненому вентиляторі

$$W_{Z4 \rightarrow Y1}(S) = \frac{Y1(S)}{Z4(S)} = \frac{0.44}{3.76 \cdot S^2 + 19.27 \cdot S + 1}. \quad (3.30)$$

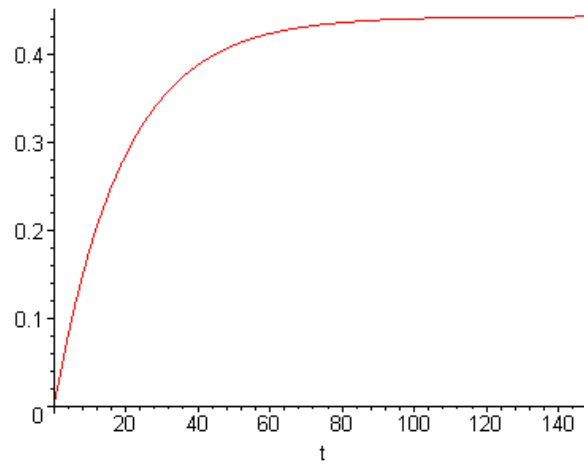


Рис. 3.3. Перехідний процес по каналу $Z4 \rightarrow Y1$ ($T_{окр.ср} \rightarrow T_{p'}$) при вимкненому вентиляторі

2) при включеному вентиляторі

$$(1.3730 \cdot S^2 + 7.1592 \cdot S + 1) \cdot Y1(S) = -1.4455 \cdot (12.7133 \cdot S + 1) \cdot Z1(S) + 0.27 \cdot (6.9688 \cdot S + 1) \cdot Z3(S) + 1.8811 \cdot Z4(S). \quad (3.31)$$

$$W_{Z1 \rightarrow Y1}(S) = \frac{Y1(S)}{Z1(S)} = \frac{-1.4455 \cdot (12.7133 \cdot S + 1)}{1.3730 \cdot S^2 + 7.1592 \cdot S + 1}. \quad (3.32)$$

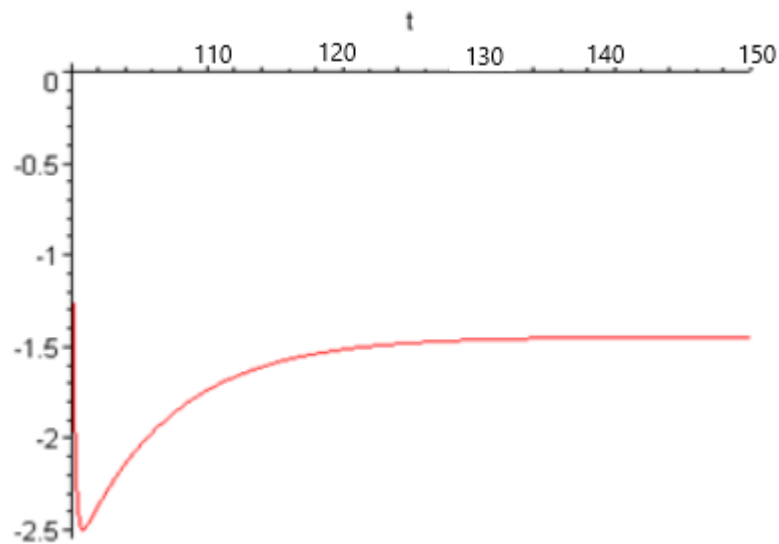


Рис. 3.4. Перехідний процес по каналу $Z1 \rightarrow Y1$ ($T_{p'} \rightarrow T_{p'}$) при включеному вентиляторі

$$W_{Z3 \rightarrow Y1}(S) = \frac{Y1(S)}{Z3(S)} = \frac{0.27 \cdot (6.97 \cdot S + 1)}{1.37 \cdot S^2 + 7.16 \cdot S + 1}. \quad (3.33)$$

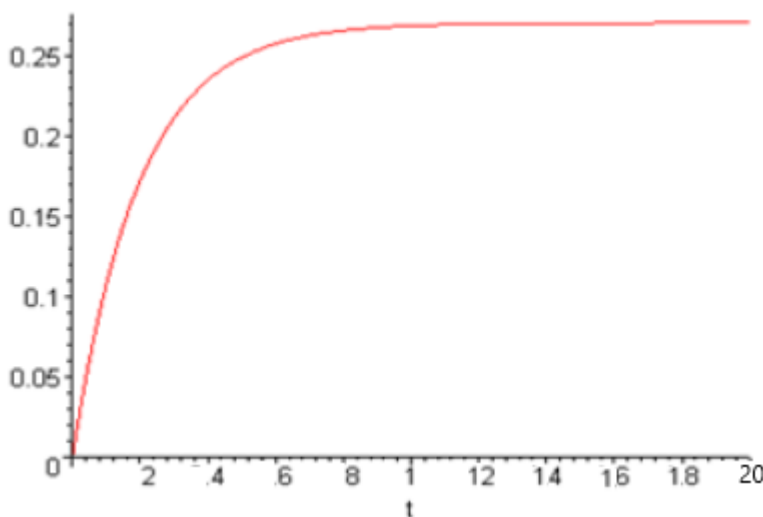


Рис. 3.5. Перехідний процес по каналу $Z3 \rightarrow Y1 (Fp \rightarrow Tr')$ при включеному вентиляторі

$$W_{Z4 \rightarrow Y1}(S) = \frac{Y1(S)}{Z4(S)} = \frac{1.88}{1.37 \cdot S^2 + 7.16 \cdot S + 1} \tag{3.34}$$

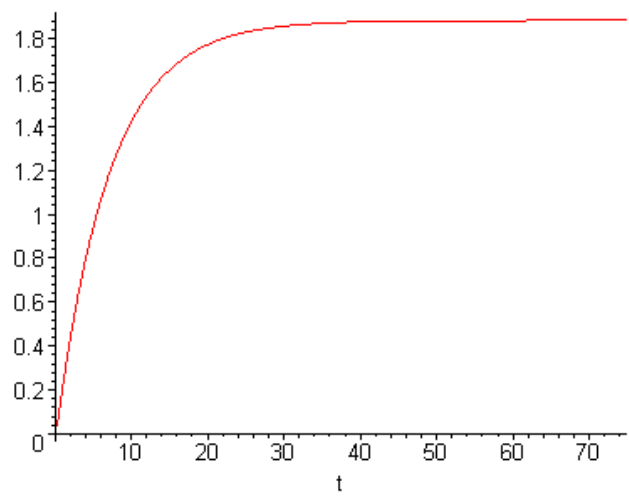


Рис. 3.6. Перехідний процес по каналу $Z4 \rightarrow Y1 (Toкр.ср \rightarrow Tr')$ при включеному вентиляторі

3) при включеній системі зрошення:

$$(0.19 \cdot S^2 + 1.1608 \cdot S + 1) \cdot Y1(S) = -2.4743 \cdot (1.0283 \cdot S + 1) \cdot Z1(S) +$$

$$+ 0.27 \cdot (0.9645 \cdot S + 1) \cdot Z3(S) + 2.5937 \cdot Z4(S). \tag{3.35}$$

$$W_{Z1 \rightarrow Y1}(S) = \frac{Y1(S)}{Z1(S)} = \frac{-2.47 \cdot (1.03 \cdot S + 1)}{0.19 \cdot S^2 + 1.16 \cdot S + 1}. \quad (3.36)$$

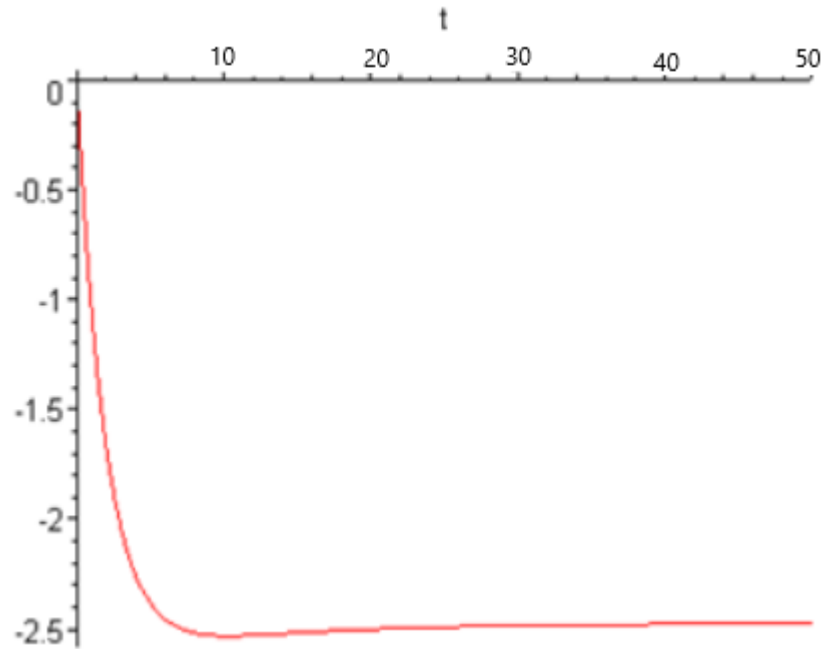


Рис. 3.7. Перехідний процес по каналу $Z1 \rightarrow Y1$ ($Tr \rightarrow Tr'$) при включеній системі зрошення

$$W_{Z3 \rightarrow Y1}(S) = \frac{Y1(S)}{Z3(S)} = \frac{0.27 \cdot (0.965 \cdot S + 1)}{0.19 \cdot S^2 + 1.16 \cdot S + 1}. \quad (3.37)$$

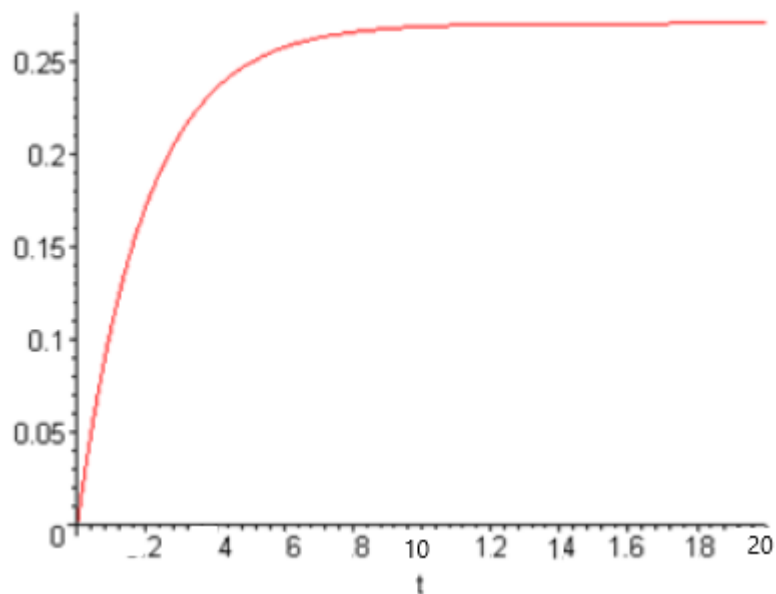


Рис. 3.8. Перехідний процес по каналу $Z3 \rightarrow Y1$ ($Fp \rightarrow Tr'$) при

включеній системі зрошення

$$W_{Z4 \rightarrow Y1}(S) = \frac{Y1(S)}{Z4(S)} = \frac{2.5937}{0.19 \cdot S^2 + 1.1608 \cdot S + 1} \quad (3.38)$$

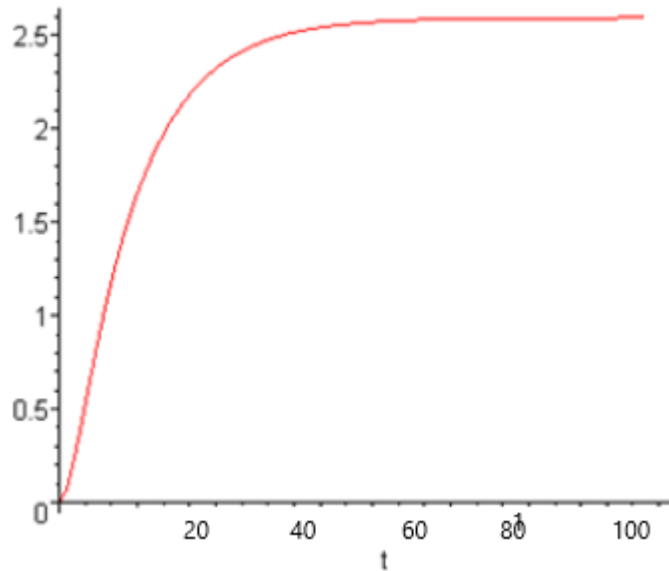


Рис. 3.9. Перехідний процес по каналу $Z4 \rightarrow Y1$ (Токр.ср \rightarrow Tr') при включеній системі зрошення

Проаналізувавши результати дослідження ММ АПО та ПП можна заключити, що включення вентилятору спричиняє зміну коефіцієнта ММ в 4 раз, а включення системи зрошення – в 6 разів. Крім того, коефіцієнт передачі АПО залежить від різниці температур між входом теплообмінника та його виходом. Тобто можна стверджувати, що для другого за ходом газу теплообмінника, на якому перепад температури буде меншим ніж на першому, ці коефіцієнти будуть меншими, ніж для першого, але більшими, ніж для третього АПО, для якого цей перепад температур буде ще меншим. Самими малими коефіцієнтами будуть коефіцієнти моделі четвертого за ходом газу АПО.

3.4. Статична ММ АПО.

Температуру газометанольної суміші та повітря на виході кожного з теплообмінників можна визначити використавши статичні рівняння (3.13) та (3.14). Складемо з цих рівнянь систему:

$$\begin{cases} F_n c_n T_1 = F_n c_n T_2 + \frac{KS(T_1 - T_4 - T_2 + T_3)}{\ln\left(\frac{T_1 - T_4}{T_2 - T_3}\right)} \\ F_v c_v T_3 + \frac{KS(T_1 - T_4 - T_2 + T_3)}{\ln\left(\frac{T_1 - T_4}{T_2 - T_3}\right)} = F_v c_v T_4 \end{cases} \quad (3.39)$$

Для розв'язання системи рівнянь (3.39) необхідно визначити значення коефіцієнта теплопередачі K .

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{прод.}}} + \sum r_{\text{ст}} \frac{1}{\alpha_{\text{возд.}}}}. \quad (3.40)$$

де K – коефіцієнт теплопередачі;

$\alpha_{\text{прод.}}$ – коефіцієнт тепловіддачі для продукту;

$\sum r_{\text{ст}}$ – сума термічних опорів усіх шарів, з яких складається стінка, включаючи шари забруднення;

$\alpha_{\text{возд.}}$ – коефіцієнт тепловіддачі для повітря.

Розрахунок коефіцієнту K було проведено за допомогою спеціалізованої програми PRO II.

Визначити температур газометанольної суміші та повітря на виході кожного з теплообмінників розв'яжемо систему рівнянь (3.39). Розв'язок виконаємо за допомогою математичного пакету MAPLE XIII.

$$T_2 = \frac{e^{-\frac{KS(F_n c_n - F_v c_v)}{F_n F_v c_n c_v}} \cdot F_v c_v T_3 - F_n c_n T_1 + F_v c_v T_1 - F_v c_v T_3}{e^{-\frac{KS(F_n c_n - F_v c_v)}{F_n F_v c_n c_v}}}, \quad (3.41)$$

$$T_4 = \frac{e^{-\frac{KS(F_n c_n - F_v c_v)}{F_n F_v c_n c_v}} \cdot F_n c_n T_1 + e^{-\frac{KS(F_n c_n - F_v c_v)}{F_n F_v c_n c_v}} \cdot F_v c_v T_3 - e^{-\frac{KS(F_n c_n - F_v c_v)}{F_n F_v c_n c_v}} \cdot F_n c_n T_3 - F_n c_n T_1}{e^{-\frac{KS(F_n c_n - F_v c_v)}{F_n F_v c_n c_v}} \cdot F_v c_v - F_n c_n}. \quad (3.42)$$

Проаналізувавши рівняння (3.41) та (3.42), приходимо до висновку, що температура газометанольної суміші на виході АПО залежить майже від усіх технологічних параметрів колони синтезу. Крім того, залежить від параметрів повітря, яким проводиться охолодження. Ці залежності мають складний характер. Мета оптимізаційної задачі полягає в тому, щоб визначити значення витрат повітря, що подається від вентиляторів на охолодження газометанольної суміші, на кожний з АПО, при якому на виході АПО встановиться задана температура. Ураховуючи складність залежностей температури газометанольної суміші на виході АПО від витрати повітря, зворотне рівняння залежності витрати повітря від температури газометанольної суміші на виході АПО буде дуже громіздким, а розв'язання його для заданого значення температури – складним.

Тому для розв'язання оптимізаційної задачі, в роботі запропоновано не отримувати розв'язання у вигляді загального рівняння, а проводити прямий перерахунок значень температур при усіх можливих комбінаціях включення вентиляторів при поточних умовах. Вентилятори на кожному АПО можуть бути увімкнені на третину, дві треті потужності або на повну потужність. Таким чином, для чотирьох послідовно включених АПО загальна чисельність комбінацій дорівнює 256. Ураховуючи обчислювальну потужність сучасних ЕОМ, прямий перерахунок рівняння (3.41) та (3.42) з 256 значеннями витрат повітря, що подається вентиляторами, для охолодження газометанольної суміші, з подальшим перебором з усіх можливих комбінацій увімкнення

вентиляторів, що забезпечують задану температуру, є найбільш простим шляхом розв'язання цієї оптимізаційної задачі.

3.5. Розроблення системи керування вузлом охолодження та конденсації метанолу.

Проаналізувавши матеріали, що надано на виробництві метанолу, було зроблено такий висновок. Причиною нестабільної роботи циклу синтезу у виробництві метанолу є неузгоджена робота АПО вузла охолодження та конденсації. У випадку зміни складу синтез-газу або витрати синтез-газу відбувається зміна температурного режиму колони синтезу, наприклад, температура збільшується. У результаті цього змінюється (збільшується) температура газу на виході колони синтезу й відповідно на вході АПО. Отже, збільшується вона й на виході холодильників. Зафіксувавши збільшення температури після АПО, оператор технологічного процесу вмикає обдув одного або декількох АПО (робить він це на свій розсуд). У разі некоректного увімкнення обдуву різко падає температура й, отже перепад тиску на групі теплообмінників зростає. При цьому різко збільшується перепад тиску між входом у колону й всасом компресора і, як наслідок, збільшується витрата синтезу-газу. Це призводить до "розгойдування" усього циклу синтезу.

При послідовному увімкненні ефективність теплообміну в АПО буде різною (залежно від перепаду температур на вході кожного АПО й температури навколишнього середовища). Перший за ходом газу АПО працює з найбільшою ефективністю, а останній – з найменшою. Отже, на кожному холодильнику буде відбуватися спад температури на певну величину, на першому – на Δ_1 , на другому – на Δ_2 , на третьому – на Δ_3 , а на четвертому – на Δ_4 . При цьому $\Delta_1 > \Delta_2 > \Delta_3 > \Delta_4$. При увімкненні повітряного охолодження на АПО відбувається додатковий спад температури на величини, відповідно, $\Delta_1' > \Delta_2' > \Delta_3' > \Delta_4'$ для кожного АПО відповідно.

З огляду на сказане, для стабілізації процесу теплообміну в цьому випадку доцільно застосувати систему дискретного регулювання, в якій ступінь дискретизації становить половину від Δ_4' , величину спаду температури від

увімкнення обдуву на четвертому холодильнику. Якщо можливо включення вентиляторів на половину продуктивності, то ця величина буде ще меншою. Але слід зазначити, що для вузла охолодження метанолу ця величина складає близько $0,5\text{ }^{\circ}\text{C}$, що можна порівняти з абсолютною похибкою вимірального каналу температури після вузла охолодження, тому подальше зменшення ступеня дискретизації є недоцільним.

При веденні технологічного процесу не доцільно для керування використовувати показання приладу, що вимірює температуру на виході вузла охолодження та конденсації, тому що в цьому випадку збурююча дія вже пройшла через ОК й спричинила зміну в роботі вузла охолодження і, як слід, компресора та колони синтезу за описаним раніше механізмом й включення або вимикання вентиляторів тільки ускладнить виниклу технологічну ситуацію. Процес необхідно вести використовуючи показання приладу, що вимірює температуру на вході вузла охолодження і тим самим працювати на випередження шляхом компенсації збурень.

При зміні температури на вході вузла охолодження за показами приладу, що вимірює температуру на вході вузла, і залежно від витрати синтез-газу запускається керуючий алгоритм, результатом роботи якого є увімкнення (або вимикнення) вентилятора на відповідному АПО. Якщо ж при всіх увімкнених вентиляторах не вдається забезпечити заданого значення температури після групи АПО, то за значенням температури на вході запускається алгоритм, що включає зрошення на відповідному АПО.

Через те, що процес теплообміну залежить від кліматичних умов, передбачається «літній» і «зимовий» алгоритми (керування роботою жалюзі). Перемикання між цими алгоритмами може відбуватися, наприклад, за допомогою календаря.

Використання такого підходу є найбільше оптимальним. Він не вимагає використання додаткового устаткування й дозволить обійтися тільки тими технічними засобами, які вже встановлені на виробництві. Запропонована система керування виключить імовірність «температурних ривків» і, як

наслідок, різкої зміни перепаду тиску між входом колони синтезу й всасом компресора.

Спрощену функціональну схему технічного рішення наведено на рис. 3.1.

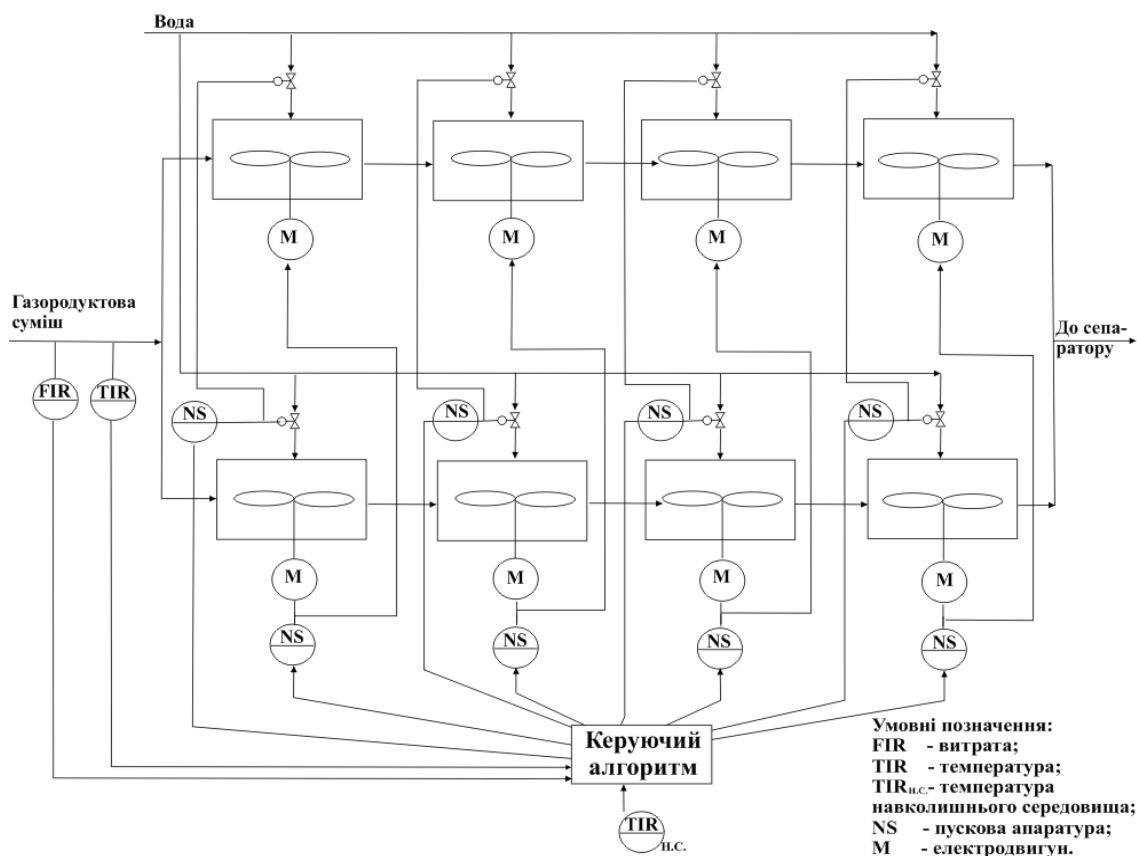


Рис. 3.1. Схема автоматизації вузла охолодження і конденсації із застосуванням дискретної системи регулювання на базі керуючого алгоритму

Використовуючи розроблені ММ АПО, в SCADA – системі TRACE MODE VI було розроблено імітаційну модель вузла охолодження та конденсації метанолу. Результат роботи імітаційної моделі виводився на тренд температури газу після вузла охолодження. На цій моделі було досліджено роботу запропонованої дискретної системи керування та поведінку вузла охолодження при дії різних збурень при різних навантаженнях. Встановлено, що зміні технологічних параметрів (витрата синтез – газу, температура на вході вузла охолодження, температура навколишнього середовища) в межах припустимих регламентом, запропонована система керування вузлом охолодження та конденсації здатна забезпечити на виході вузла охолодження температуру

$60 \pm 0,5$ °C, що є цілком задовільним. Впровадження запропонованої системи дозволить стабілізувати роботу вузла охолодження та конденсації метанолу, а слід, і всієї стадії синтезу.

За допомогою розробленої ММ АПО розраховують температури газометанольної суміші на виході вузла охолодження та конденсації. Значення температур зводять в таблицю. З цієї таблиці обирають ті комбінації включення вентиляторів АПО, що дозволяють отримати на виході вузла охолодження та конденсації газометанольної суміші задану температуру. Серед обраних комбінацій обирається та, кількість увімкнених вентиляторів в якій мінімальна. Це дозволить вести процес охолодження і конденсації газометанольної суміші при мінімальних витратах електроенергії. Аналіз ММ дозволив визначити, що шаг дискретності доволі малий (складає $0,5$ °C). Тому в роботі вузла охолодження і конденсації треба уникнути частих переключень вентиляторів. Для цього при практичній реалізації системи можливе використання, наприклад, фільтра «поточного середнього».

Поєднання запропонованих систем оптимального керування колоною синтезу метанолу та вузлом охолодження й конденсації дозволить уникнути «ривків» у роботі всього циклу синтезу, а, відповідно, стабілізувати на оптимальних параметрах режим роботи всього агрегату синтезу метанолу. За рахунок цього можна до 10% відсотків збільшити об'єм метанолу, що виробляється при цьому суттєво зменшити його собівартість [47,48].

В роботі наведено аналіз впливу неузгодженої роботи вузла охолодження і конденсації газопродуктової суміші на стабільність виробничого процесу синтезу метанолу. Запропоновано нетрадиційний підхід до регулювання роботи вузла охолодження і конденсації, заснований на принципі компенсації збурень шляхом вибору оптимальної комбінації включення елементів охолодження вузла охолодження та конденсації метанолу.

Для управління послідовно з'єднаними повітряними теплообмінниками, запропоновано систему дискретного регулювання з моделлю, яка враховує динамічну зміну коефіцієнту забруднення поверхні теплообмінника, що дозволило підвищити ефективність роботи вузла охолодження та конденсації.

Розроблено статичну ММ АПО, що дозволило визначити внесок кожного елементу охолодження АПО у зміну температури газометанольної суміші на виході вузла охолодження та конденсації метанолу. Зроблено висновок, що ступінь дискретизації запропонованої системи керування з моделлю складає $0,5^{\circ}\text{C}$. Отже можна зробити висновок, що результат роботи запропонованої дискретної системи керування з моделлю майже не відрізняється від роботи неперервної системи регулювання. Динамічна ММ АПО дозволила визначити час перехідних процесів за кожним з каналів керування та збурення. Це дозволило визначити момент увімкнення вентиляторів АПО, щоб уникнути «температурних ривків»

Запропонований підхід до регулювання роботи вузла охолодження і конденсації є найбільш оптимальним, оскільки не потребує використання додаткового обладнання і дозволяє обійтися тільки тими технічними засобами, які вже встановлені в цеху. Запропонована система управління виключить ймовірність «температурних ривків», різкої зміни перепаду тиску між виходом реактора та прийомом циркуляційного компресора, і, як наслідок, виникнення збурюючих впливів, які можуть призвести до дестабілізації роботи агрегату синтезу метанолу. Розроблено алгоритм роботи та створено систему керування вузлом повітряного охолодження та конденсації у виробництві метанолу, що враховує прогноз погоди, зміну навантаження тощо. Це дозволило стабілізувати роботу циклу синтезу та зменшити витрати електроенергії на охолодження і конденсацію метанолу до 10%.

РОЗДІЛ 4

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНА ЧАСТИНА

В роботі запропоновано підхід до застосування ММ для розв'язання задач оптимізації технологічних процесів. Однією з задач роботи є експериментальне підтвердження отриманих теоретичним шляхом результатів. Ураховуючи складність та вибухо - пожеженебезпечність технологічного процесу виробництва метанолу апробація роботи систем керування з моделлю колоною синтезу метанолу та дискретної системи керування з моделлю вузлом охолодження та конденсації метанолу проводилися на комп'ютерних

імітаторах, що розроблено в SCADA системі TRACE MODE 6. Дослідження ефективності запропонованого способу отримання оптимальних настроювальних параметрів ПІД-регуляторів здійснювалось на комп'ютерних моделях САК. Оптимальні настроювання деяких САК апаратів виробництва метанолу було апробовано на існуючому виробництві, що підтверджується відповідними актами впровадження [49-52].

4.1. Розроблення КІСУ стадії синтезу метанолу у виробництві метанолу.

4.1.1. Розроблення розподіленої системи управління.

Розподілену систему управління було реалізовано в SCADA-системі TRACE MODE, виконавчі модулі якої забезпечили функціонування системи в реальному часі. Система може бути використана у з'єднанні, що складається з кількох АСК ТП, розташованих в різних містах. В якості каналів передачі даних використовувалися мережі Ethernet, промислові шини, послідовні інтерфейси, радіомережі і комутовані телефонні лінії, а також підтримка робочих місць мобільних співробітників (наприклад, співробітників сервісної служби), що працюють поза офісом. Вони можуть обмінюватися даними по GSM операторами через кишенькові комп'ютери, ноутбуки, web або навіть через простий стільниковий телефон. Також TRACE MODE дозволяє використовувати GSM- мережі і для телемеханіки та збору даних територіально розподілених об'єктів нафтового виробництва, наприклад допомогою GSM- модемів можна охопити віддалені об'єкти родовища.

4.1.2. Розроблення технічного забезпечення КІСУ стадією.

Комплекс технічних засобів КІСУ стадією умовно можна розбити на три підсистеми:

- підсистема нижнього рівня. Підсистема нижнього рівня представлена польовими технічними засобами автоматизації (датчики КВП і регулювальні клапани), а також апаратними шафами. В апаратних шафах розміщені силові пристрої (магнітні пускачі, перетворювачі частоти, реле і т.п.) для управління електросиловим обладнанням (двигуни насосів);

- підсистема середнього рівня. Підсистема середнього рівня представлена промисловим контролером і модулями, пристроями зв'язку з об'єктом (УЗО), розміщеними в шафі ШКК.
- підсистема верхнього рівня. Управління даної КІСУ стадії передбачається здійснювати з двох операторських станцій (робочих місць оператора). Для роздруківки рапортів і ін. Інформації в складі підсистеми верхнього рівня передбачений принтер.

Для виконання налагоджувальних процедур програмного забезпечення операторських станцій і контролера, а також як сервера бази даних, передбачена інжинірингова станція.

Для організації обміну інформацією між контролером шафи ШКК і операторськими станціями, а також між операторськими станціями і принтером використовуються комунікаційні модулі, які забезпечують двосторонній обмін інформацією з мережі ETHERNET зі швидкістю передачі даних 100 Мбіт/с.

Для забезпечення безперебійного електроживлення операторських станцій РС1, 2 і шаф ШКК передбачене джерело UPS, яке розміщене в шафі мережевих комутаторів UPS [39].

4.1.3. Вибір комплексу технічних засобів для реалізації КІСУ стадією.

У контурах регулювання регулятор організований в процесорному модулі, а інтерфейс зв'язку оператора з управлінням контуром регулювання виконаний в комп'ютері і являє собою технологічний фрагмент мнемосхем і оверлеїв контурів регулювання.

Сигнали про значення змінних регуляторів надходять від датчиків (перетворювачів) на входні кросові клемники контролера у вигляді уніфікованих струмових сигналів $4 \div 20$ мА.

Дані модулі забезпечують:

- аналого-цифрове перетворення сигналів;
- передачу сигналів, перетворених в коди, в процесорні модулі.

В процесорному модулі «змінна» обробляється, формуються коди діагностики стану «змінна». Значення «змінної» в технічних одиницях надходять на вхід програмного регулятора.

Задані значення змінної або клапана («завдання» або «клапан») контуру регулювання, а також на зміну режимів його роботи («А» або «Р») надходять від комп'ютера на програмний регулятор. Інформація передається по каналах інтерфейсної зв'язку.

Регулятор виробляє вихідний сигнал «клапан» (обидва процесорні модулі працюють синхронно і виробляють однаковий керуючий сигнал на клапан), що видається на вихідний аналоговий модуль.

Модулі забезпечують:

- цифро-аналогове перетворення сигналу регулятора;
- видачу керуючого сигналу у вигляді уніфікованого струмового сигналу $4\div 20$ мА на об'єкт управління.

Вихідний керуючий сигнал контуру регулювання $4\div 20$ мА надходить на вхід електричного пневмопозіціонера. Електро-пневмопозіціонер перетворює сигнал керування $4\div 20$ мА в сигнал $0,2\div 1,0$ кгс/см² і видає його на клапан.

Живлення електронної частини електро-пневмопозіціонерів здійснюється за тими ж лініями, по яких передається керуючий сигнал.

Підсистема середнього рівня. Середній рівень системи реалізований на базі промислового контролера типу SIMATIC S7 400 фірми Siemens. S7-400 є універсальним контролером. Він відповідає твердим вимогам промислових стандартів, має високу ступінь електромагнітної сумісності, високою стійкістю до ударних і вібраційних навантажень. Установка і заміна модулів контролера може проводитися без відключення живлення («гаряча заміна»).

Простота конструкції S7-400 істотно підвищує його експлуатаційні характеристики:

- простота установки модулів.
- модулі встановлюються в вільні роз'єми монтажних стійок і фіксуються в робочих положеннях гвинтами, вбудованими в корпуси. Фіксовані місця займають тільки блоки живлення і деякі інтерфейсні модулі.
- внутрішня шина, вбудована в монтажні стійки.
- в усі монтажні стійки вбудована паралельна шина (Р- шина) для швидкісного обміну даними з сигнальними і функціональними модулями. Всі стійки, за

винятком ER1 і ER2 мають послідовну комунікаційну шину (К-шину) для швидкісного обміну великими обсягами даних з функціональними модулями і комунікаційними процесорами.

- механічне кодування фронтальних з'єднувачів, яке виключає можливість виникнення помилок при заміні модулів.
- SIMATIC TOP Connect: система 1-, 2- і 3 керівних з'єднувачів з термінальними блоками, оснащеними контактами під гвинт або пружинними контактами-засувками, який істотно спрощує і прискорює виконання монтажних робіт.
- фіксована монтажна глибина: всі фронтальні з'єднувачі і сполучні провідники розташовуються в спеціальних відсіках модулів і закриваються захисними дверцятами. Всі модулі мають однакову монтажну глибину.
- вільне розміщення модулів в роз'ємах всіх монтажних стійок контролера без обмежень на порядок їх розміщення.
- контролер S7-400 має модульну конструкцію. У складі контролера передбачені наступні модулі:
 - модуль блоку живлення PS використовуємо для підключення S7-400 до джерел живлення = 24 В;
 - модуль центрального процесора CPU 414-2;
 - комунікаційний модуль CP 443-1 для обміну даними зі станціями АРМО через промислові мережі Industrial Ethernet;
 - комунікаційні модуль CP 341 для обміну даними з модулями введення-виведення на основі інтерфейсу RS-485.

В якості модулів введення / виведення будуть використовуватися перетворювачі вимірювальні багатоканальні типу МТМ 292СТ ТОВ НВП «Мікротерм» (м Сєвєродонецьк).

Дані перетворювачі передбачені для перетворення сигналів постійного струму 4 ... 20 мА в результат перетворення в цифровій формі і формування уніфікованого електричного аналогового сигналу постійного струму 4 ... 20 мА, відповідного обраному діапазону результату перетворення по кожному каналу. Передача результатів вимірювання від модулів введення / виведення в

контролер і прийом значень керуючого впливу в модулі від контролера буде здійснюватися по інтерфейсу RS-485.

Вхідні ланцюги перетворювачів МТМ 292СТ мають маркування вибухозахисту типу «ЕхІа ІС», тому необхідності у застосуванні бар'єрів іскрозахисту немає.

Підсистема верхнього рівня. У складі робочого місця оператора передбачені наступні елементи:

- системний блок, розміщений в тумбі стола;
- кольоровий монітор;
- алфавітно-цифрова клавіатура;
- маніпулятор типу «миша»;
- принтер.

4.1.4. Розробка КІСУ з моделлю колонною синтезу метанолу.

Комп'ютерно-інтегрована система контролю і управління призначена для автоматизованого управління з виконанням функцій автоматизованого управління обладнанням, управління, контролю і захисту для забезпечення безаварійної роботи технологічного процесу в режимах тривалої роботи і зупинки.

Одним з завдань даної роботи є створення КІСУ колоною синтезу метанолу у виробництві метанолу на базі сучасних засобів мікропроцесорної техніки.

Метою створення даної системи є:

- підвищення ефективності та оперативності управління за рахунок використання сучасних технічних засобів контролю і управління;
- спрощення процесів пуску, зупинки та ведення процесу синтезу метанолу;
- забезпечення експлуатаційної готовності, стабільності і безперебійної роботи установки, запобігання аварійним ситуаціям, забезпечення надійної роботи;
- захист шляхом зупинки при аварійній ситуації;
- збільшення технічного ресурсу;

- забезпечення персоналу достатньої, достовірної та своєчасної інформації про хід технологічних процесів і стан обладнання для ведення оперативного управління;
- поліпшення використання резервів потужності;
- поліпшення культури обслуговування, зменшення часу на технічне обслуговування і ремонт;
- блокування некоректних дій оперативного персоналу;
- поліпшення форм звітності та економічного аналізу діяльності об'єкта автоматизації.

4.1.5. Розробка інформаційного забезпечення КІСУ колоною синтезу метанолу.

Інформаційне забезпечення визначає вид і конкретні форми інформаційного відображення стану об'єкта управління, як у вигляді даних в контролерах, так і у вигляді документів, графіків, сигналів для їх подання фахівцям, які приймають участь в управлінні технологічним процесом.

Реалізацію проектних рішень по візуалізації виконаємо із застосуванням програмного пакету «Інтегроване середовище розробки TRACE MODE 6 версії 6.07» фірми AdastraResearchGroup, LTD.

Даний пакет призначений для проектування і експлуатації розподілених автоматизованих систем управління, має потужні засоби для створення розподілених ієрархічних АСК ТП, які включають у себе до трьох рівнів ієрархії: рівень контролерів – нижній рівень; рівень операторських станцій - верхній рівень; адміністративний рівень.

Потрібно відзначити, що TRACE MODE 6 містить рекордну кількість бібліотек ресурсів, готових до використання в прикладних проектах. Вона має вбудовані безкоштовні драйвери до більш ніж 1600 контролерам і платам введення / виведення, понад 600 анімаційних об'єктів, понад 150 алгоритмів обробки даних і управління, комплексні технологічні об'єкти. Режим автопобудови, застосований в TRACE MODE 6, за інформацією розробника пакета, спрощує формування бази тегів для операторських станцій, контролерів

і OPC- серверів, налаштовує мережеві зв'язки, будує систему документування та графічний інтерфейс.

4.1.6. Загальні принципи візуалізації АРМ оператора.

В даному проекті передбачимо автоматизоване робоче місце (далі - АРМ) оператора, яке дозволить керувати технологічним процесом. На ньому основним інтерфейсом зв'язку оператора з системою є персональний комп'ютер. На АРМ оператору буде надаватися така інформація:

- поточне значення параметрів технологічного процесу в цифровому вигляді;
- зміна значень параметрів технологічного процесу в часі;
- стан технологічного оснащення і технічні засоби системи;
- досягнення параметрів процесу технологічних (попереджувальних) і аварійних уставок сигналізації «max» або «min»;
- режими роботи контурів регулювання.

Надання інформації буде здійснюватися на дисплеї АРМ оператора за рахунок наступних графічних екранів:

- оглядового фрагмента мнемосхеми управління технологічним процесом;
- трендів реального часу параметрів процесу.

Управління технологічним процесом буде здійснюватися за допомогою спливаючого вікна панелі регулятора технологічного параметру.

Для забезпечення оптимальної роботи САР розподіленій системі управління, було реалізована на середньому рівні спосіб знаходження ОНР.

4.2. Дослідження системи керування з моделлю колоною синтезу метанолу у виробництві метанолу.

4.2.1. Оглядовий фрагмент мнемосхеми управління стадією

Оглядовий фрагмент мнемосхеми управління колоною синтезу метанолу є основною формою інтерфейсу (зв'язку) оператора з технологічним процесом. За допомогою даної мнемосхеми оператор отримує оперативну інформацію про поточний режим технологічного процесу і може впливати на цей процес.

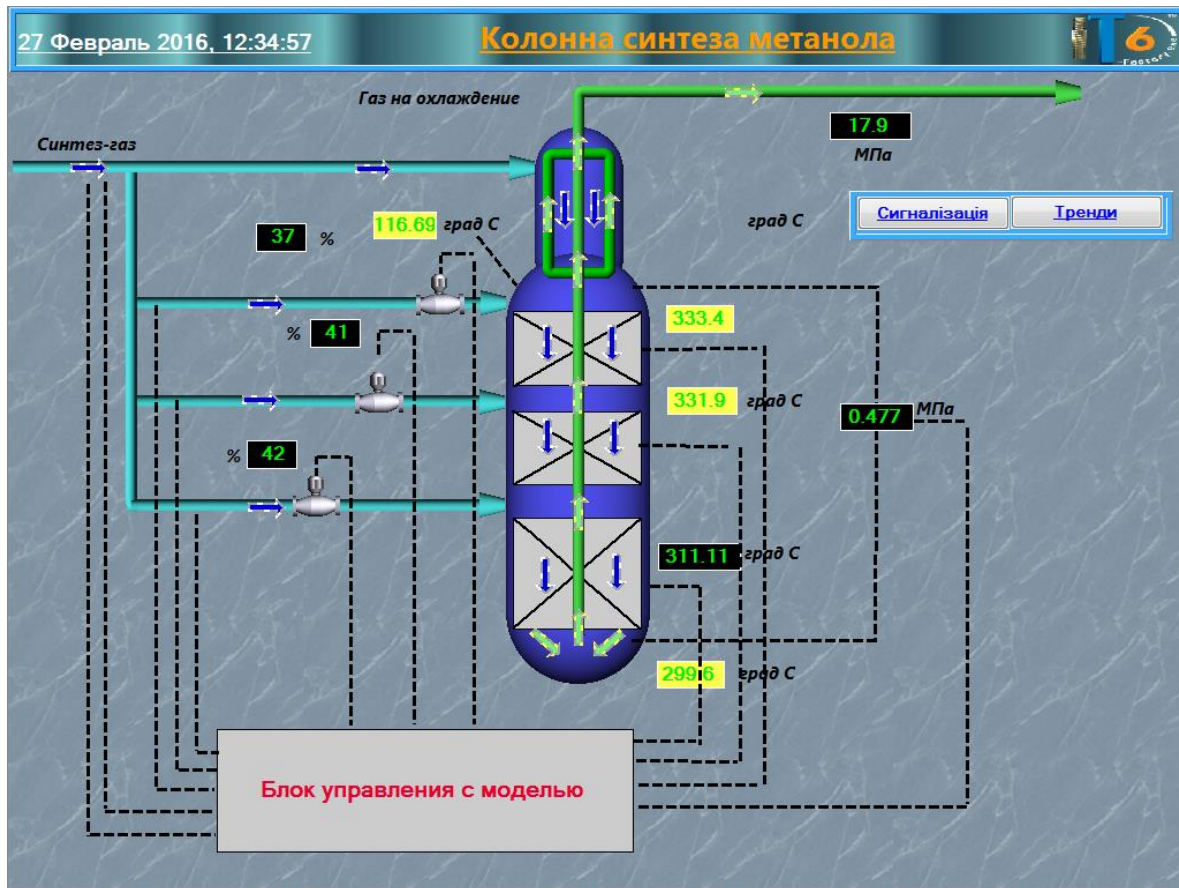


Рис. 4.1. Вікно статичної моделі екрана «Мнемосхема стадії»

Оскільки для АРМ буде розроблено ще екрани «Мнемосхема трендів», «Мнемосхема регуляторів» і «Сигналізація та події», то для здійснення переходів між екранами необхідно передбачити відповідні кошти. В якості таких будемо використовувувати графічні елементи - кнопку виклику вікна трендів параметрів процесу і кнопку виклику вікна сигналізації (рис. 4.1)

4.2.2. Тренди реального часу параметрів процесу.

Трендами реального часу є графіки зміни значень параметрів технологічного процесу в часі. За допомогою трендів реального часу оператор отримує оперативну інформацію для оцінки поточного стану та прогнозування режиму роботи як окремих вузлів, так і всієї установки в цілому. Значення параметрів на трендах відображається у вигляді точок на графіку, які з'єднані безперервної лінією і масштабуються відповідно до заданих верхньої і нижньої меж шкали.

При цьому горизонтальна вісь – це вісь часу, а вертикальна вісь – вісь зміни параметра в інженерних одиницях. «Мнемосхема трендів» зображена на рис. 4.2.



Рис. 4.2. Вікно статичної моделі екрана «Мнемосхема трендів»

У нижній частині вікна наведений перелік параметрів, які входять в групу тренда.

У нижній частині поля графіка відображаються:

- поточна шкала по осі часу;
- кнопки зсуву тренда вліво і вправо з різною швидкістю;

Кнопка плавного прокручування вправо



Кнопка середнього прокручування вправо



Кнопка швидкого прокручування вправо



Кнопка плавного прокручування вліво



Кнопка середнього прокручування вліво



Кнопка швидкого прокручування вліво



4.2.3. Дослідження статичних характеристик колони синтезу метанолу.

Для визначення статичних характеристик полиць колони синтезу метанолу у виробництві метанолу скористаємося статичними ММ, які розроблені в розділі 2. Використовуючи статичну ММ по концентрації, побудуємо залежність концентрації метанолу від довжини шляху, який синтез-газ проходить по колоні. Дана залежність наведено на рис. 4.3.

Під час розроблення ММ були прийняті значення параметрів, які відповідають реальним виробничим значенням. При цьому прийнято, що концентрація метанолу в синтез-газ і, який подається в колону синтезу метанолу складає близько 0,3%. На рис. 6.3 представлений графік залежності концентрації метанолу від довжини шляху синтез-газу по колоні синтезу метанолу при навантаженні 90% від максимального значення. Проаналізувавши цей графік слід зазначити, що на першій полиці утворюється метанол збільшує свою концентрацію до 3%, пройшовши через шар каталізатора відстань, рівну 5 метрам. Після цього, на вході другої полки за рахунок введення «холодного» байпаса з концентрацією метанолу близько 0,3% відбувається розбавлення, і концентрація зменшується до 2,5%.

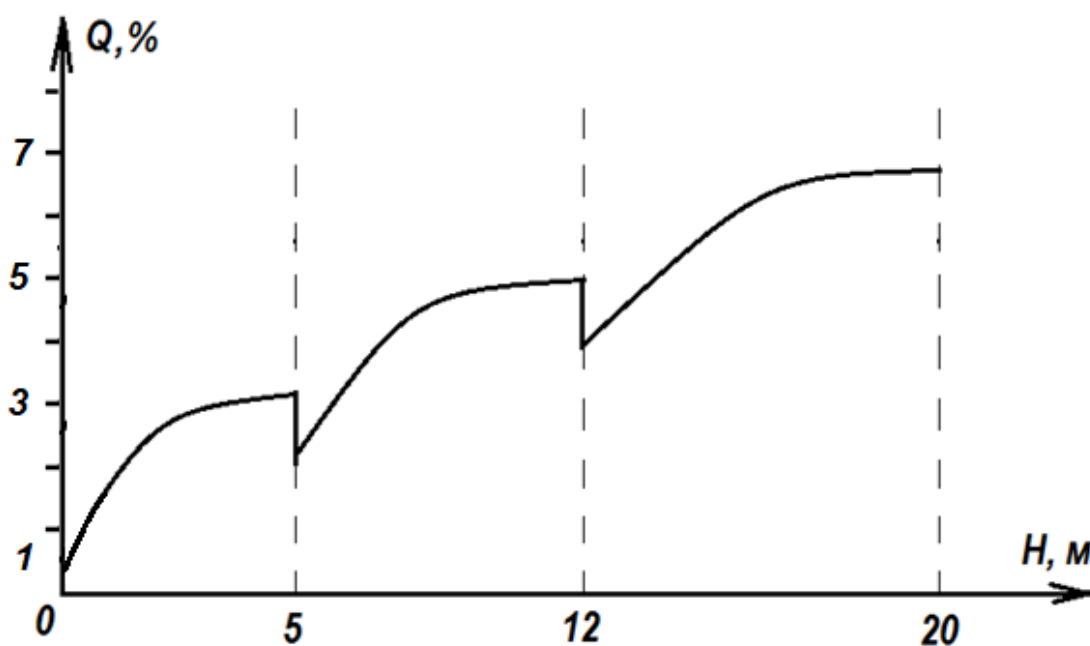


Рис. 4.3. Залежність концентрації метанолу, який утворюється в колоні, від довжини шляху синтез-газу по колоні синтезу

Проходячи 7 метрів шару каталізатора на другій полиці, в синтез-газ і синтезується метанол і його концентрація збільшується до порядку 4,5%. На вході третин полиці в потік синтез-газу вводиться потік «холодного» байпаса третин полки, і концентрація метанолу зменшується до порядку 4,0%. Проходячи ще 8 метрів шару каталізатора на третій полиці, концентрація метанолу в синтез-газ і збільшується до 6,0%. Значення концентрації метанолу на виході колони, отримане з ММ, досить точно збігається зі значенням, виміряним на реальній колоні синтезу. Розбіжність становить всього 0.05%. Це дозволяє говорити про адекватність розробленої ММ. Отримана залежність дає уявлення про зміну концентрації метанолу всередині колони синтезу в залежності від довжини шляху, пройденого через шар каталізатора. Слід зазначити, що на діючому виробництві немає можливості вимірювати значення концентрації метанолу після першої і другої полиць колони. Таким чином, розроблені ММ дозволяють розділити колону синтезу на три газові реактори, що працюють послідовно, що дає можливість сформулювати оптимізаційні задачі, сформулювати критерій оптимальності і знайти оптимальний розподіл синтез-газу за реальними каналами колони синтезу метанолу.

Використовуючи статичну ММ колони синтезу метанолу по температурі, побудуємо залежність температури в колоні синтезу від довжини проходу синтез-газу по висоті колони. Дана залежність при навантаженні на колону по синтез-газу 90 % наведена на рис. 4.4.

У разі вході на першу полицю колони синтез-газ має температуру порядку 473 К. Ця температура визначається роботою виносного теплообмінника ТО. На першій полиці колони протікає реакція синтезу метанолу. Ця реакція є екзотермічної. В результаті протікання реакції температура на першій полиці піднімається і на виході полки вона становить величину 527 К. На вході другої полиці колони в потік «основного» ходу синтез-газу додається «холодний» байпас. В результаті цього температура знижується до 475 К. При проходженні синтез-газу по другій полиці колони його температура підвищується і на виході другої полиці вона вже становить 530 К. На вході третин полиці потік синтез-газу, який рухається всередині колони, змішується з «холодним» байпасом третин полки. В результаті цього температура знижується до 473 К. Проходячи через шар каталізатора третин полиці температура синтез-газу підвищується до 531 К.

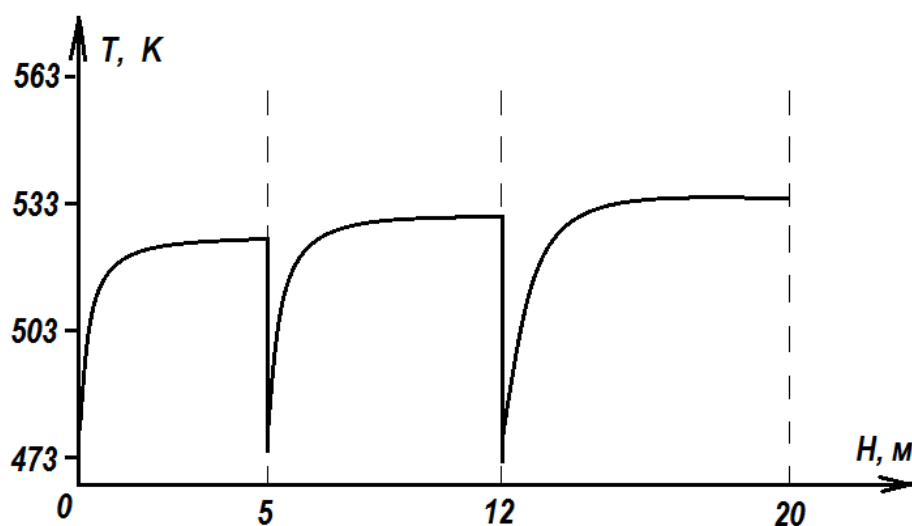


Рис. 4.4. Залежність температури в колоні від довжини проходу синтез-газу по колоні

Отже, використовуючи ММ колони синтезу метанолу по температурі вдалося отримати профіль температур по висоті колони синтезу. При протіканні процесу синтезу метанолу важливим є той факт, що температура на полиці колони не повинна перевищувати 545 К. Даний параметр є обмеженням при вирішенні оптимізаційної задачі.

Також слід зазначити, що розбіжність значень температури по висоті колони від реальних значень, що виміряне термопарами на діючій колоні, незначне і не перевищує 0,5%. Це дозволяє говорити про адекватність розробленої ММ.

Для того щоб отримати залежність максимально можливої концентрації метанолу при різних навантаженнях на колону необхідно побудувати залежність концентрації метанолу на виході колони синтезу від температури на третій полиці. Саме температура на третій полиці визначає температурний режим колони, оскільки вона визначає температуру на вході виносного теплообмінника ТО, а відповідно, і на його виході, і як наслідок, температуру на першій полиці.

На рис. 4.5 – 4.9 наведені залежності концентрації метанолу на виході колони синтезу від температури на третій полиці колони при навантаженні на колону відповідно 60 %, 70 %, 80 %, 90 % і 100 %.

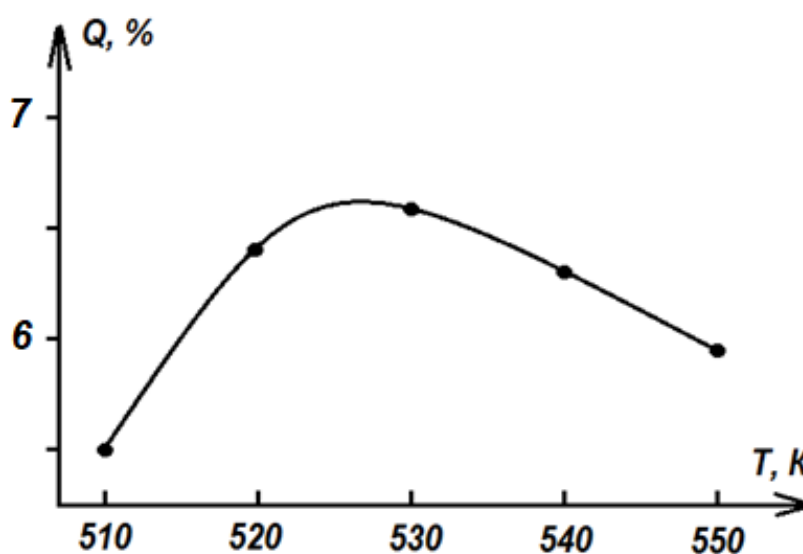


Рис. 4.5. Залежність концентрації метанолу на виході колони синтезу від температури на третин полиці при навантаженні на колону 60%

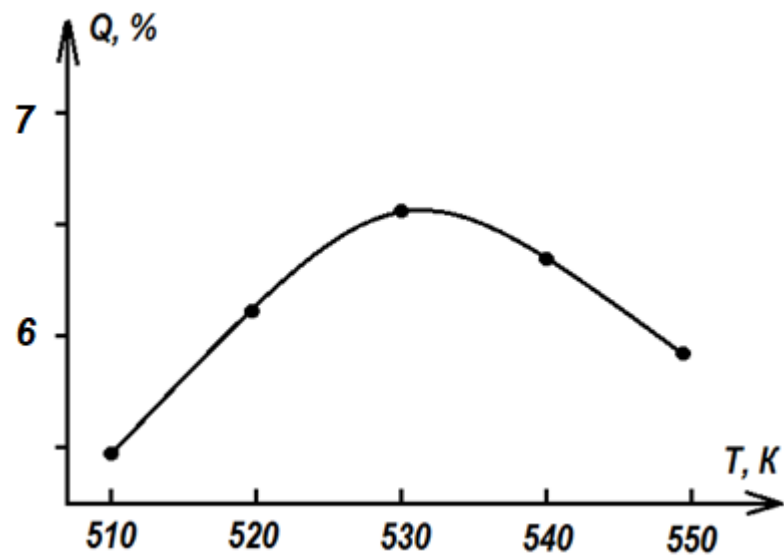


Рис. 4.6. Залежність концентрації метанолу на виході колони синтезу від температури на третин полиці при навантаженні на колону 70%

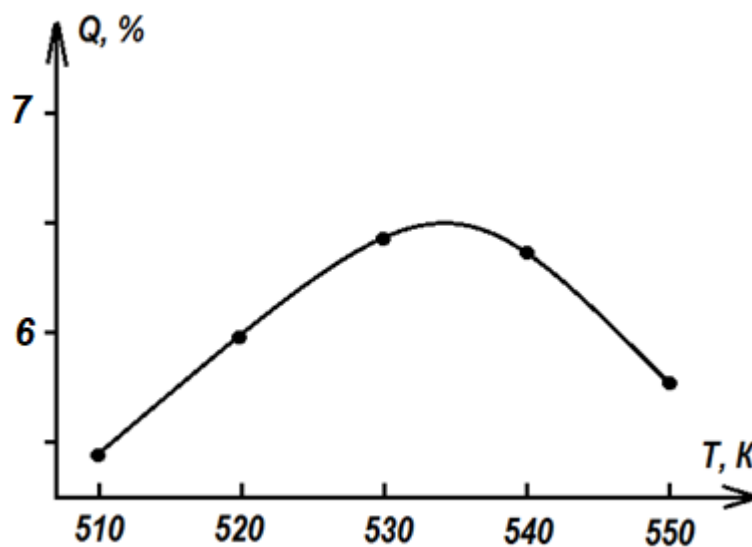


Рис. 4.7. Залежність концентрації метанолу на виході колони синтезу від температури на третій полиці при навантаженні на колону 80%

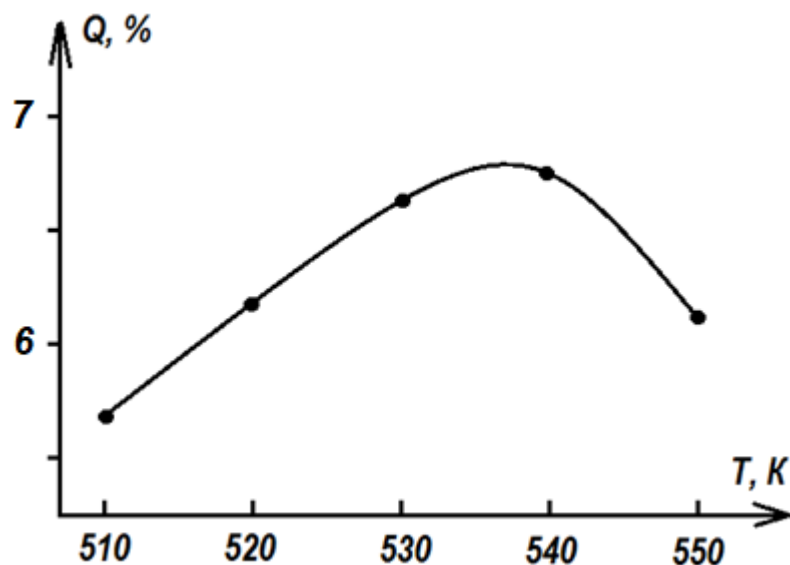


Рис. 4.8. Залежність концентрації метанолу на виході колони синтезу від температури на третин полиці при навантаженні на колону 90%

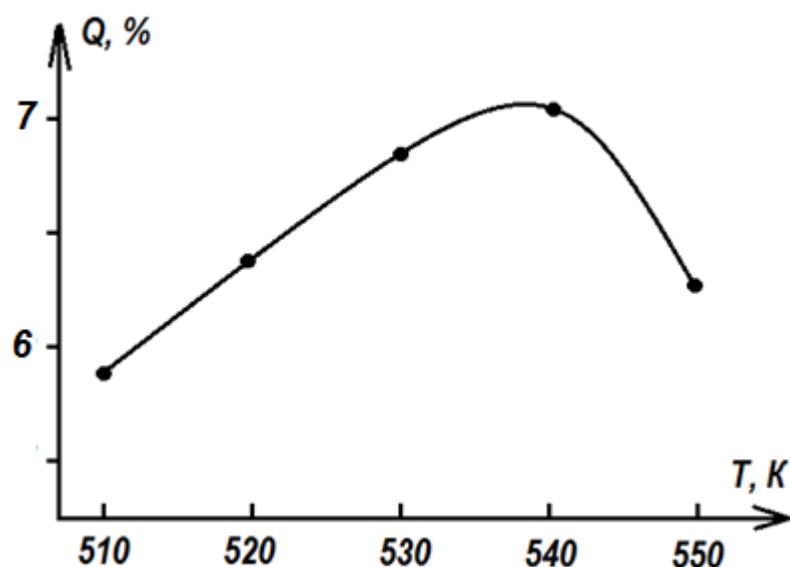


Рис. 4.9. Залежність концентрації метанолу на виході колони синтезу від температури на третій полиці при навантаженні на колону 100%

Проаналізувавши рис. 4.5 – 4.9 можна зробити висновок про те, що зі зміною навантаження на колону синтезу максимально можлива концентрація метанолу на виході колони синтезу змінюється. Крім того, змінюється і температура, при якій досягається цей максимум. Самого більшого значення

концентрація метанолу досягає при навантаженні 100% при температурі 538 К. Він сягає 6,9%.

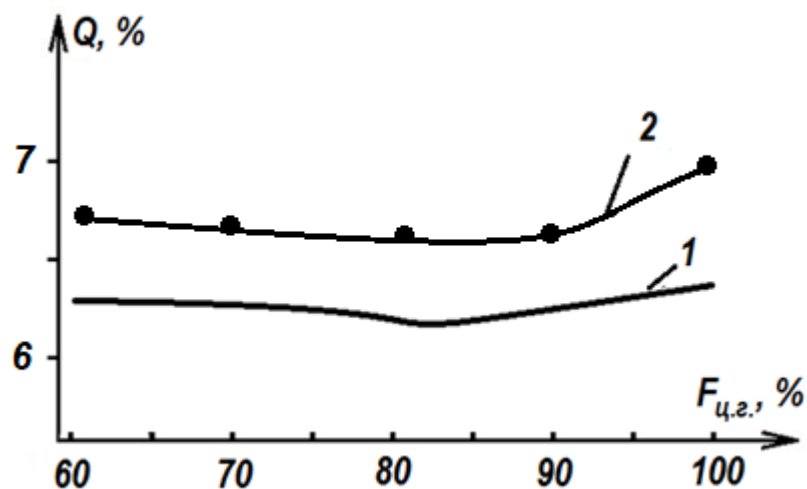


Рис. 4.10. Залежність максимально досяжної концентрації метанолу на виході колони синтезу від навантаження на колону:
1 – теоретична залежність; 2 – регламентна залежність.

Таким чином, використовуючи ММ колони синтезу метанолу, для різних значень навантаження на колону отримано оптимальні (максимально можливі) значення концентрації метанолу та визначені температури на третій полиці, при яких досягаються ці значення концентрації.

На рис. 4.10 наведені залежності максимально можливої концентрації метанолу на виході колони синтезу від навантаження на колону. Як впливає з аналізу наведених залежностей, впровадження системи управління з моделлю колоною синтезу метанолу дозволяє підвищити концентрацію метанолу на виході колони синтезу на величину порядку 0,5% у всіх режимах роботи. З огляду на безперервність і великотоннажні виробництва метанолу економічна доцільність упровадження запропонованої системи не викликає ніяких сумнівів.

4.2.4. Дослідження динамічних характеристик колони синтезу метанолу.

У розділі 2 були також отримані динамічні ММ полиць колони синтезу метанолу і виносного теплообмінника. За допомогою цих моделей можна отримати динамічні характеристики (криві розгону) полиць колони синтезу і виносного теплообмінника. Коефіцієнти динамічних ММ і рівняння ПП були розраховані в програмі MAPLE 14, мають громіздкий вигляд і незручну форму подання, тому в дисертаційній роботі вони не наводяться, а наводяться тільки графічне зображення ПП зазначених об'єктів.

На рис. 4.11 показано КР виносного теплообмінника ТО. Величина y в даному випадку це відносна зміна температури синтез-газу, який подається по «основному» ходу в колону синтезу.

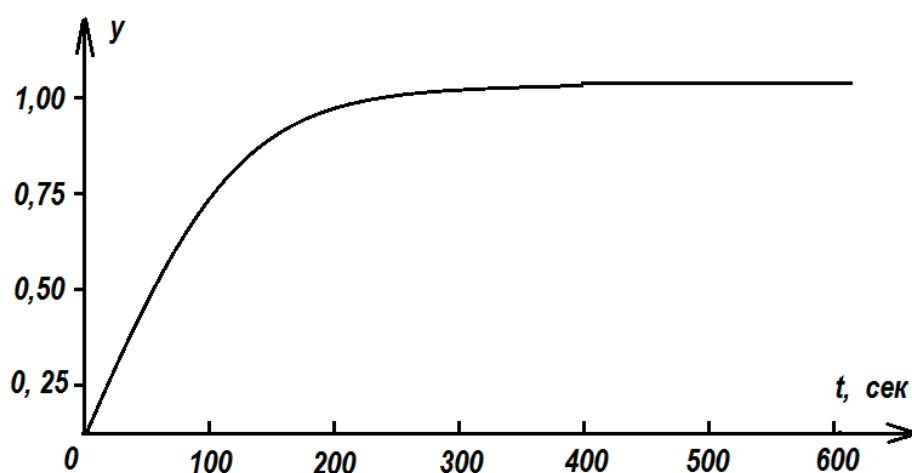


Рис. 4.11. КР виносного теплообмінника ТО

Як випливає з рис. 4.11, КР виносного теплообмінника має аперіодичний характер. Час входу в 5% зону становить 250 секунд.

На рис. 4.12 наведена крива розгону першої полиці колони синтезу метанолу по каналу витрата синтез-газу – температура на виході першої полиці колони синтезу метанолу.

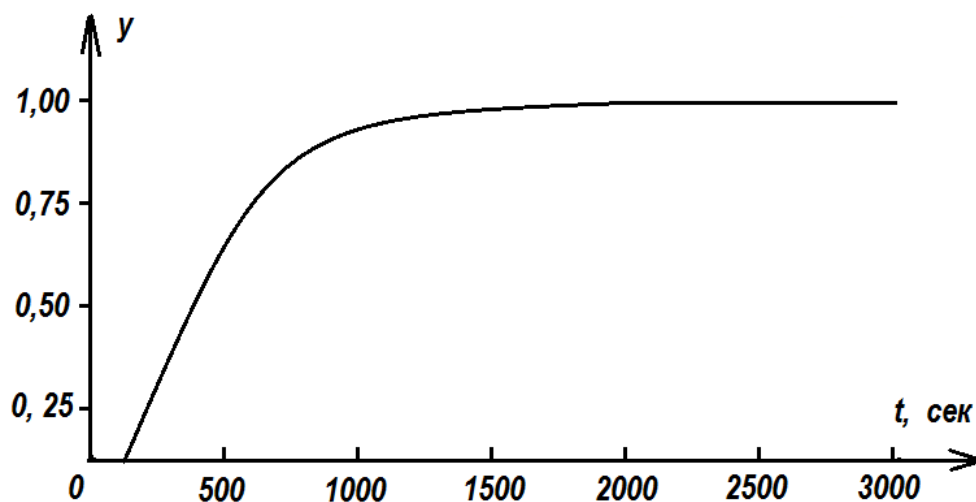


Рис. 4.12. Крива розгону першої полиці колони синтезу метанолу

Як випливає з рис. 4.12 крива розгону першої полиці колони синтезу метанолу має аперіодичний характер. На відміну від кривої розгону виносного теплообмінника дана характеристика має час запізнювання близько 100 секунд. Даний час пояснюється транспортним запізненням і перехідним процесом в виносному теплообміннику. Час виходу в 5% зону становить 1350 секунд.

На рис. 4.13 приведена крива розгону другий полки по каналу витрата синтез-газу - температура на виході другої полиці колони синтезу метанолу.

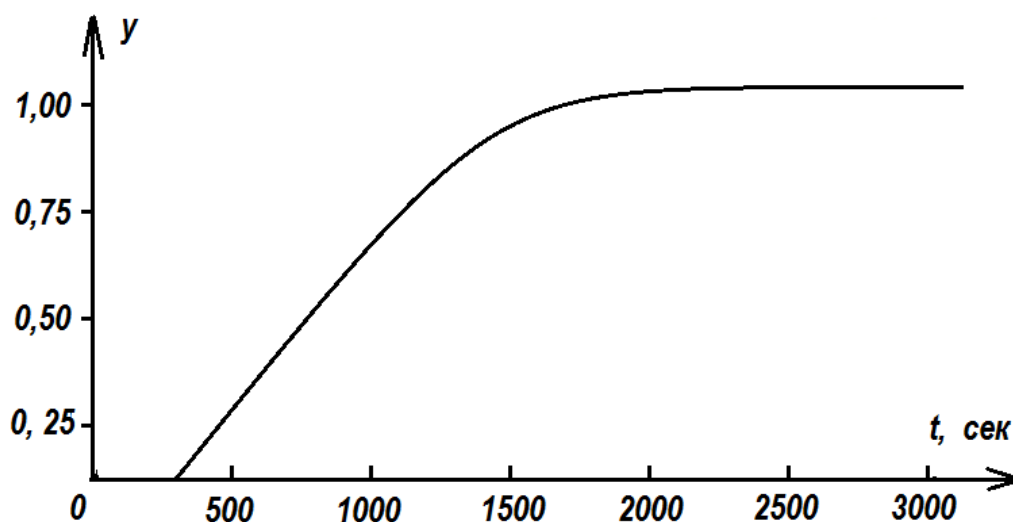


Рис. 4.13. КР другий полиці колони синтезу метанолу.

Як впливає з аналізу КР другий полки колони синтезу метанолу, дана характеристика також є аперіодичною. Час транспортного запізнювання становить 285 секунд. Час виходу в 5% зону 1870 секунд.

На рис. 4.14 наведена КР третьої полиці колони синтезу по каналу витрата синтез-газу – температура на виході третьої полиці колони синтезу метанолу.

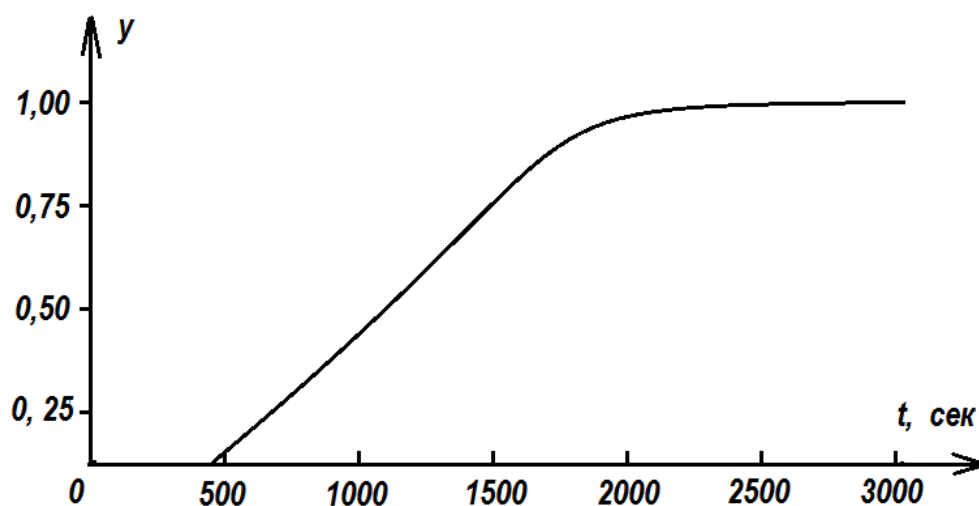


Рис. 4.14. КР третьої полиці колони синтезу метанолу

Як впливає з аналізу КР третьої полиці колони синтезу метанолу, даний процес також є аперіодическим. Час транспортного запізнювання становить 455 секунд. Час виходу в 5% зону сталого значення складає 2540 секунд.

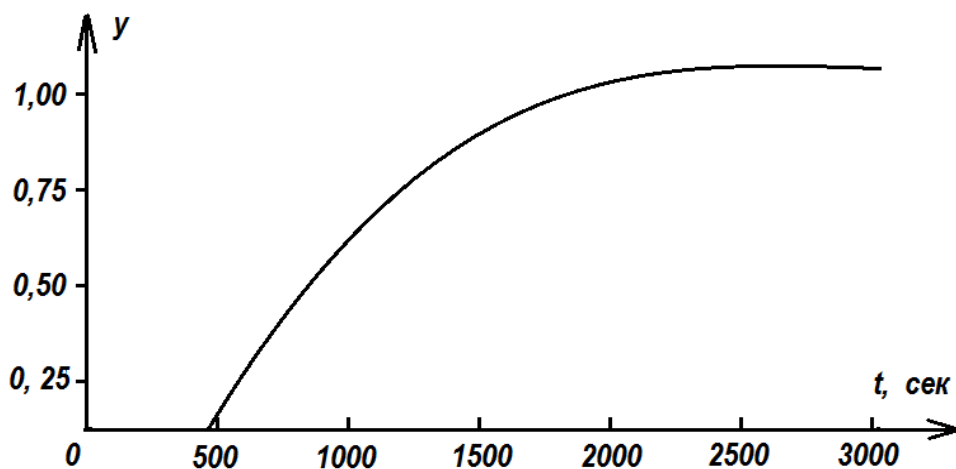


Рис. 4.15. Крива розгону колони синтезу метанолу.

КР виносного теплообмінника і полиць колони синтезу метанолу дозволили отримати КР всієї колони синтезу метанолу по каналу витрата синтез-газу – температура на виході третьої полиці колони синтезу. Вона наведена на рис. 4.15.

Крива розгону колони синтезу метанолу має аперіодичний характер. Характеризується часом транспортного запізнювання 490 секунд і має час входу в 5% зону 2540 секунд, тобто стільки ж як і третя полка колони синтезу.

Отримані за допомогою динамічних ММ колони синтезу метанолу характеристики дозволяють оцінити інерційність процесів керування, що відбуваються в колоні. Визначені час транспортного запізнення та час входу у 5% зону усталеного значення дозволяє розрахувати момент, коли слід подавати регулюючі впливи. Це дозволить виключити різких змін профілю температур по висоті колонни синтезу, а відповідно, виключити і зміну концентрації метанолу на виході колони синтезу в бік зменшення.

4.3. Експериментальне дослідження роботи дискретної системи керування з моделлю вузлом охолодження та конденсації у виробництві метанолу.

4.3.1. Розробка комп'ютерного імітатора вузла охолодження та конденсації.

Для дослідження запропонованої в роботі дискретної системи керування з моделлю вузла охолодження та конденсації розроблено комп'ютерний імітатор роботи стадії. Як і в попередньому випадку проект розроблено в SCADA-системі TRACE MODE 6. Графічний екран, що відображає роботу вузла охолодження та конденсації наведено на рис. 4.16.

Для реалізації запропонованої системи слід реалізувати розроблені в розділі 5 ММ АПО. Для цього використано мову програмування Techno-FBD.

В створеній програмі «Модель» описують роботу датчиків вимірювання температури продукту на вході і виході з кожного з чотирьох теплообмінників, температури повітря на вході та виході з кожного з чотирьох теплообмінників, витрати продукту та повітря на охолодження. Для роботи перелічених вище

датчиків витрати, температури кожного теплообмінника програма має наступний вигляд (рис. 4.17 – 4.21).

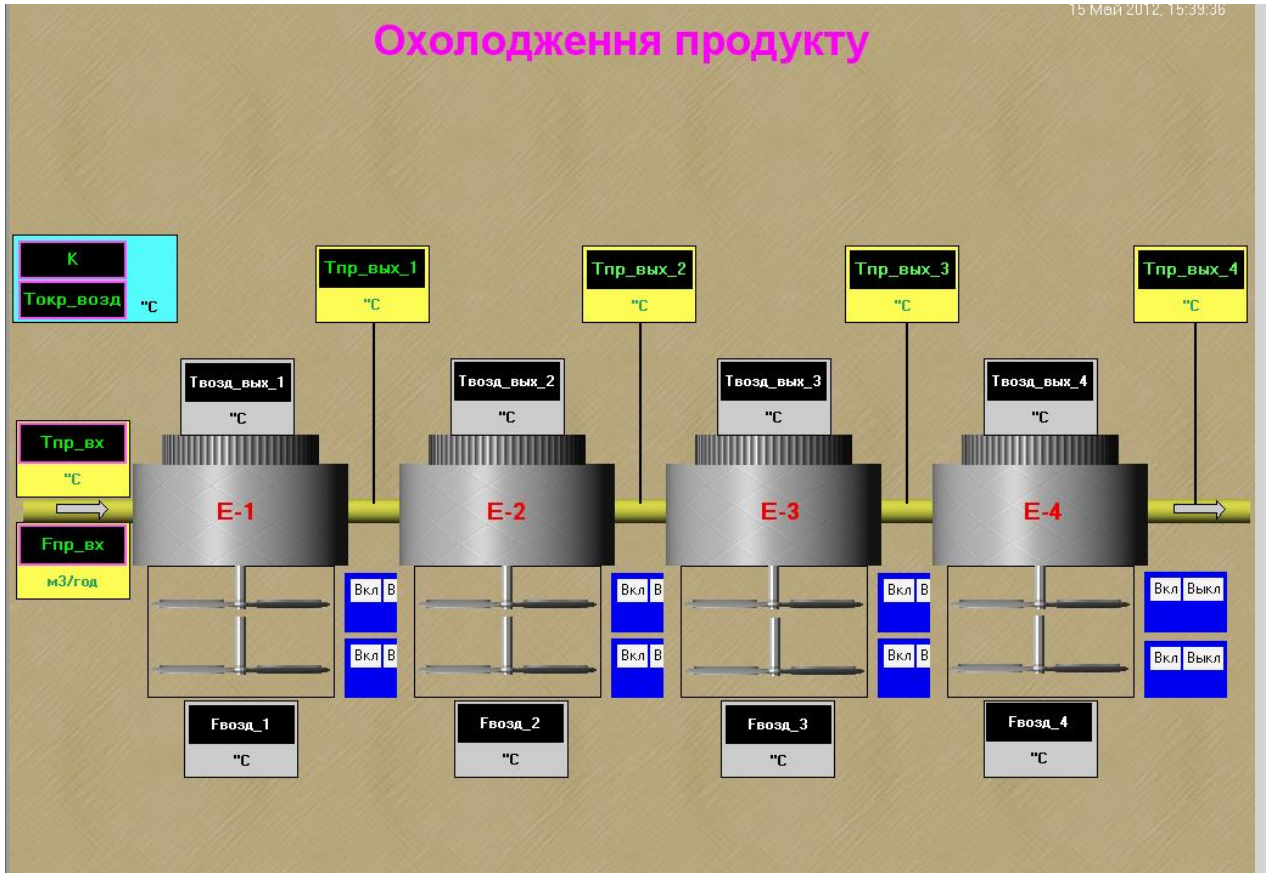


Рис. 4.16. Вікно створення екрану «Вузол охолодження та конденсації»

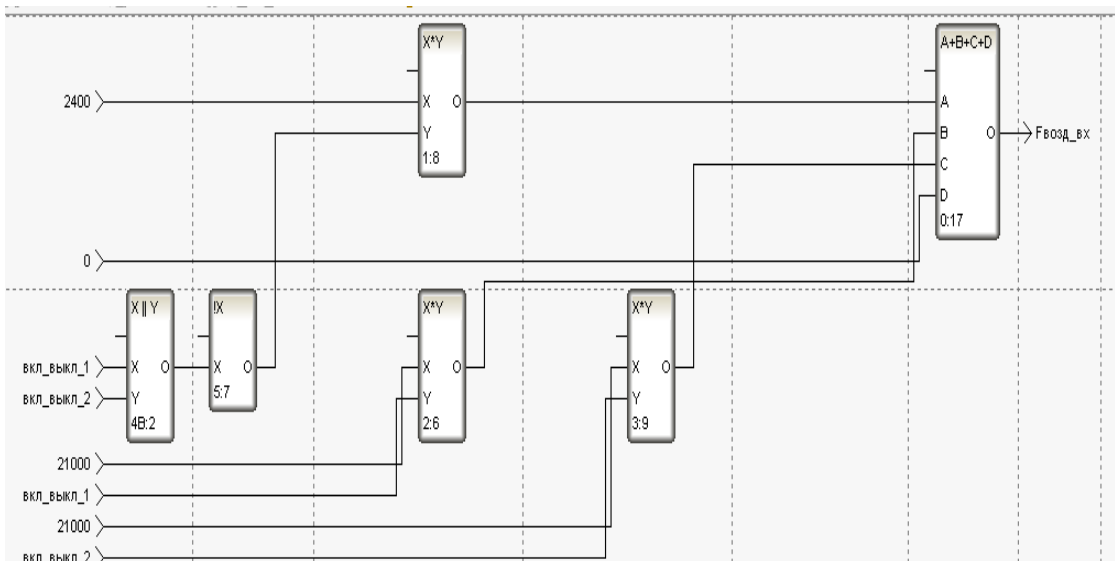


Рис. 4.17. Вікно створення програми для роботи першого теплообмінника

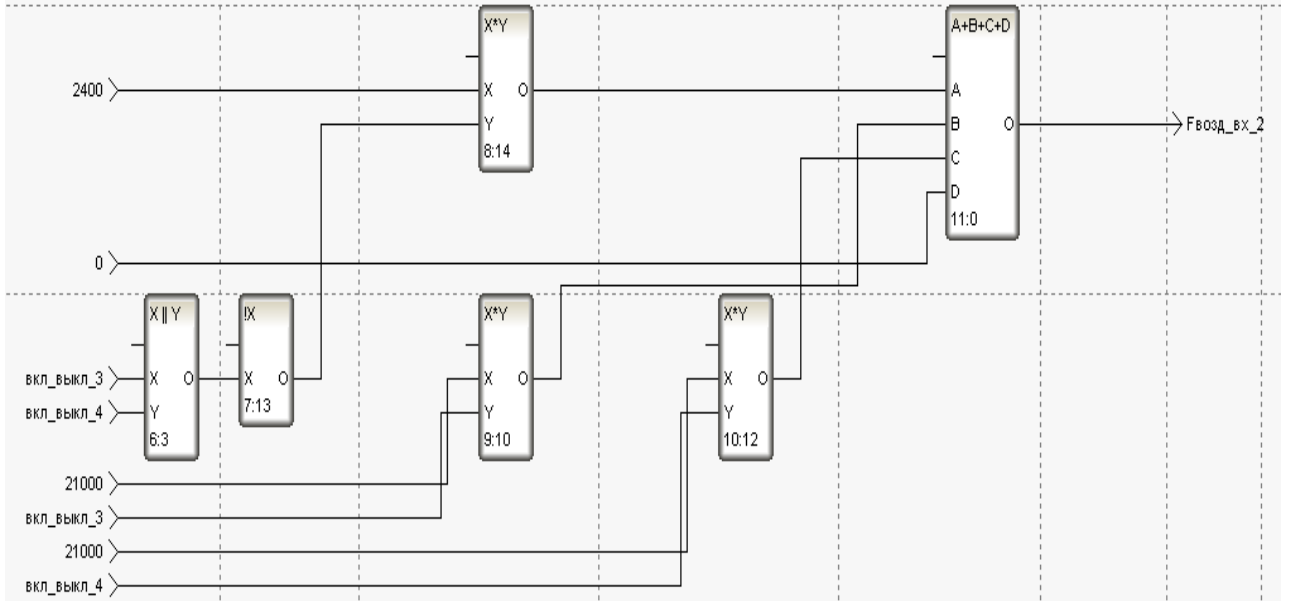


Рис. 4.18. Вікно створення програми для роботи другого теплообмінника

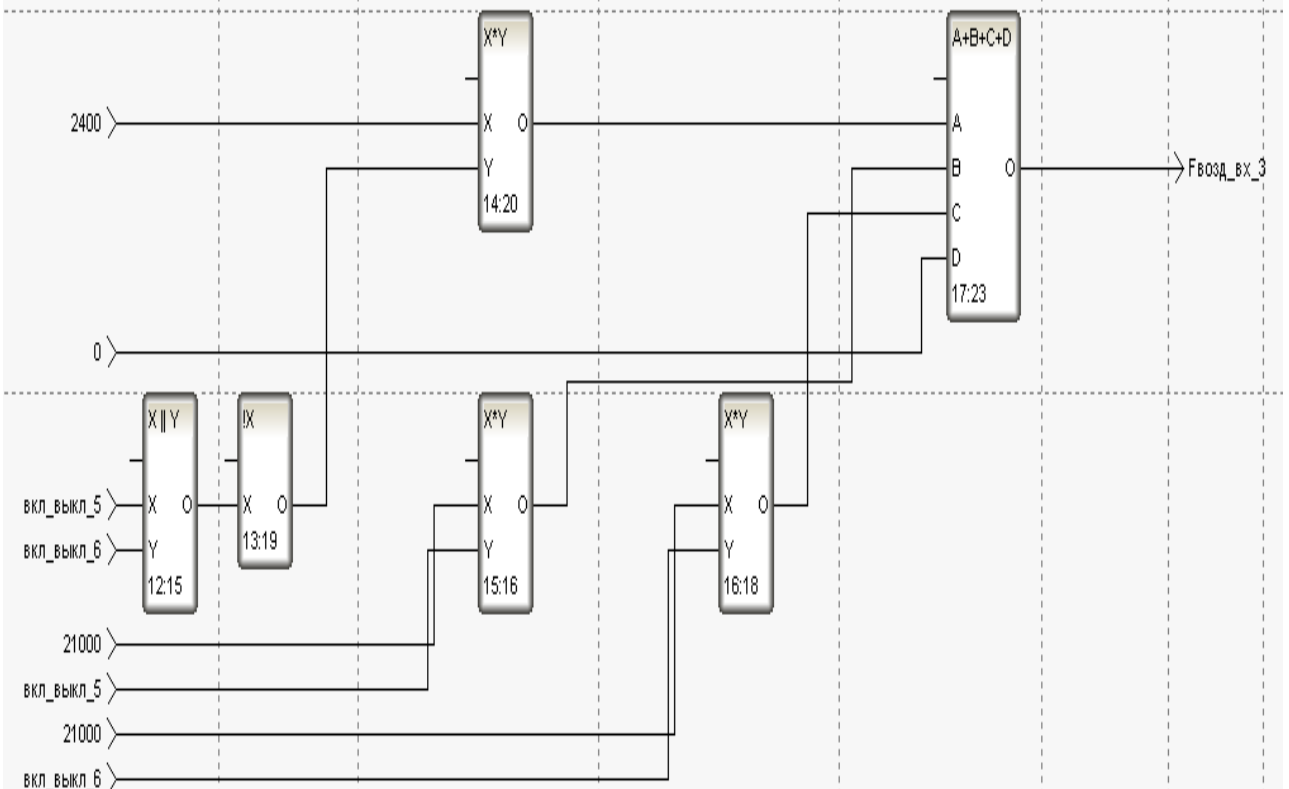


Рис. 4.19. Вікно створення програми для роботи третього теплообмінника

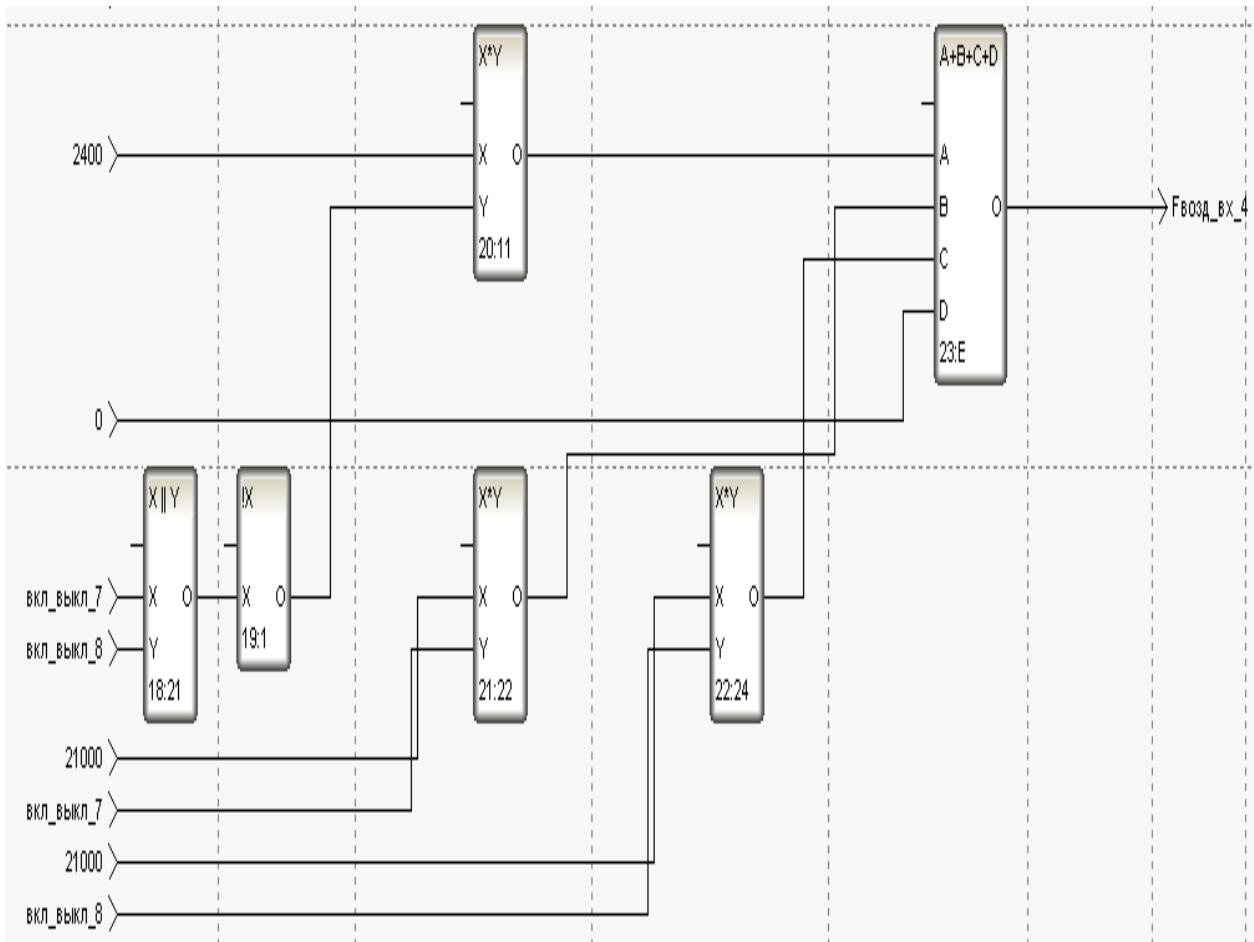


Рис. 4.20. Вікно створення програми для роботи четвертого теплообмінника

Далі за допомогою програми на мові «FBD діаграма» опишемо задані раніше функції: температура продукту на виході T2 та температура повітря на виході T4 (рис. 4.21.).

4.3.2. Дослідження роботи дискретної системи керування з моделлю вузлом охолодження та конденсації.

При дослідженні роботи дискретної системи керування з моделлю вузлом охолодження та конденсації у виробництві метанолу було смодульовано режими роботи вузла при навантаженні на агрегат від 60% до 100% з кроком 5% при різних умовах.

В таблиці 4.1. наведені результати роботи системи при 100% навантаженні у літній період.

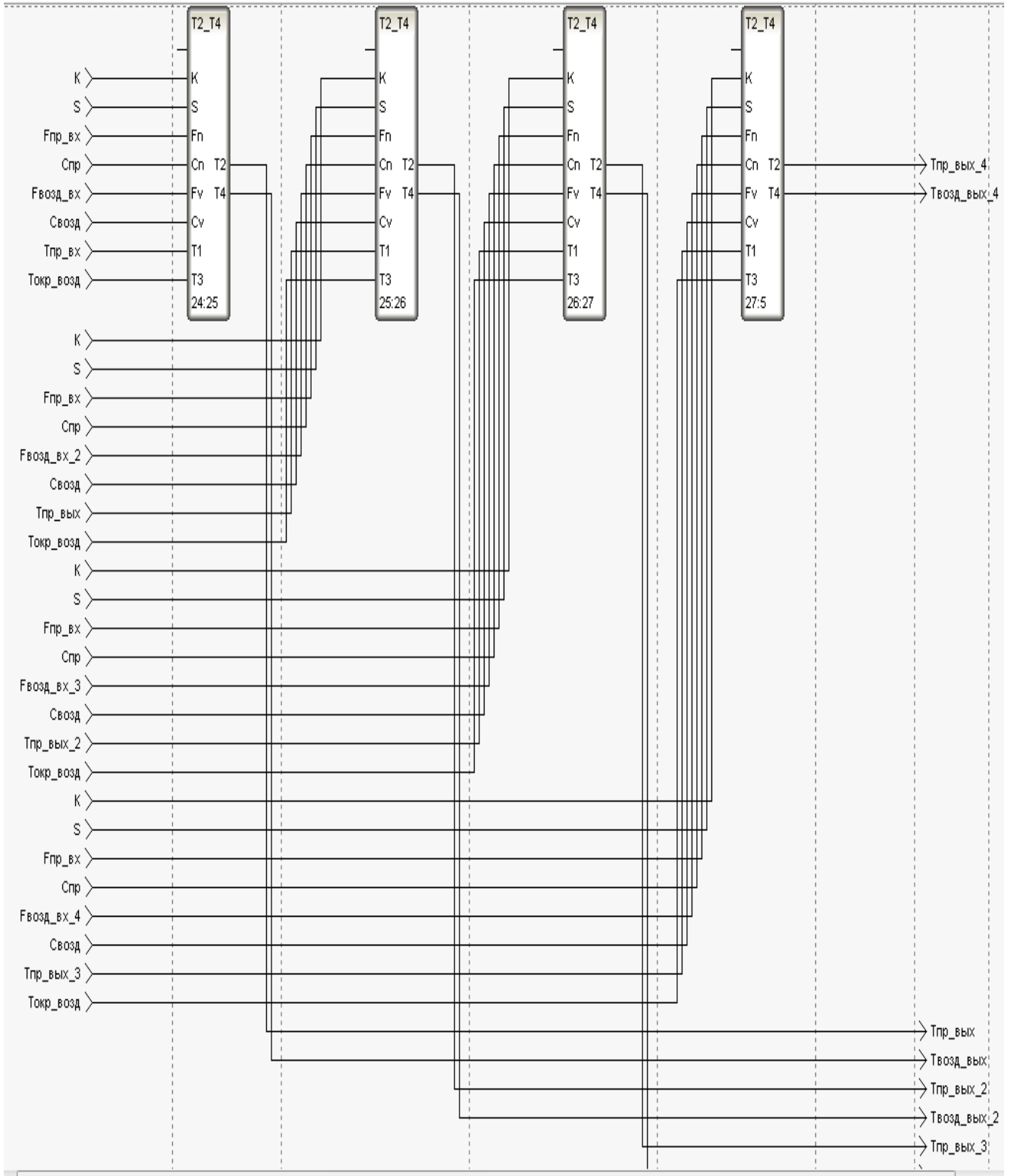


Рис. 4.21. Вікно створення програми для знаходження функцій T2 та T4

Таблиця 4.1.

**Розрахунок температур продукту на виході вузла охолодження та
конденсації**

Номер комбінації	B11	B12	B21	B22	B31	B32	B41	B42	Твих.
0	0	0	0	0	0	0	0	0	101
1	0	0	0	0	0	0	0	1	100
2	0	0	0	0	0	0	1	0	99
3	0	0	0	0	0	0	1	1	98
4	0	0	0	0	0	1	0	0	99
5	0	0	0	0	0	1	0	1	98
6	0	0	0	0	0	1	1	0	97
7	0	0	0	0	0	1	1	1	96
8	0	0	0	0	1	0	0	0	97
9	0	0	0	0	1	0	0	1	96
10	0	0	0	0	1	0	1	0	95
11	0	0	0	0	1	0	1	1	94
12	0	0	0	0	1	1	0	0	95
13	0	0	0	0	1	1	0	1	94
14	0	0	0	0	1	1	1	0	93
15	0	0	0	0	1	1	1	1	92
16	0	0	0	1	0	0	0	0	97
17	0	0	0	1	0	0	0	1	96
18	0	0	0	1	0	0	1	0	95
19	0	0	0	1	0	0	1	1	94
20	0	0	0	1	0	1	0	0	95
21	0	0	0	1	0	1	0	1	94
22	0	0	0	1	0	1	1	0	93
23	0	0	0	1	0	1	1	1	92
24	0	0	0	1	1	0	0	0	93
25	0	0	0	1	1	0	0	1	92
26	0	0	0	1	1	0	1	0	91
27	0	0	0	1	1	0	1	1	90
28	0	0	0	1	1	1	0	0	91
29	0	0	0	1	1	1	0	1	90
30	0	0	0	1	1	1	1	0	89
31	0	0	0	1	1	1	1	1	88
32	0	0	1	0	0	0	0	0	93
33	0	0	1	0	0	0	0	1	92
34	0	0	1	0	0	0	1	0	91
35	0	0	1	0	0	0	1	1	90
36	0	0	1	0	0	1	0	0	91
37	0	0	1	0	0	1	0	1	90
38	0	0	1	0	0	1	1	0	89
39	0	0	1	0	0	1	1	1	88
40	0	0	1	0	1	0	0	0	89
41	0	0	1	0	1	0	0	1	88
42	0	0	1	0	1	0	1	0	87
45	0	0	1	0	1	1	0	1	86
46	0	0	1	0	1	1	1	0	85

Продовження таблиці 4.1.

Номер комбінації	B11	B12	B21	B22	B31	B32	B41	B42	Твих.
43	0	0	1	0	1	0	1	1	86
44	0	0	1	0	1	1	0	0	87
47	0	0	1	0	1	1	1	1	84
48	0	0	1	1	0	0	0	0	89
49	0	0	1	1	0	0	0	1	88
50	0	0	1	1	0	0	1	0	87
51	0	0	1	1	0	0	1	1	86
52	0	0	1	1	0	1	0	0	87
53	0	0	1	1	0	1	0	1	86
54	0	0	1	1	0	1	1	0	85
55	0	0	1	1	0	1	1	1	84
56	0	0	1	1	1	0	0	0	85
57	0	0	1	1	1	0	0	1	84
58	0	0	1	1	1	0	1	0	83
59	0	0	1	1	1	0	1	1	82
60	0	0	1	1	1	1	0	0	83
61	0	0	1	1	1	1	0	1	82
62	0	0	1	1	1	1	1	0	81
63	0	0	1	1	1	1	1	1	80
64	0	1	0	0	0	0	0	0	93
65	0	1	0	0	0	0	0	1	92
66	0	1	0	0	0	0	1	0	91
67	0	1	0	0	0	0	1	1	90
68	0	1	0	0	0	1	0	0	91
69	0	1	0	0	0	1	0	1	90
70	0	1	0	0	0	1	1	0	89
71	0	1	0	0	0	1	1	1	88
72	0	1	0	0	1	0	0	0	89
73	0	1	0	0	1	0	0	1	88
74	0	1	0	0	1	0	1	0	87
75	0	1	0	0	1	0	1	1	86
76	0	1	0	0	1	1	0	0	87
77	0	1	0	0	1	1	0	1	86
78	0	1	0	0	1	1	1	0	85
79	0	1	0	0	1	1	1	1	84
80	0	1	0	1	0	0	0	0	89
81	0	1	0	1	0	0	0	1	88
82	0	1	0	1	0	0	1	0	87
83	0	1	0	1	0	0	1	1	86
84	0	1	0	1	0	1	0	0	87
85	0	1	0	1	0	1	0	1	86
86	0	1	0	1	0	1	1	0	85
87	0	1	0	1	0	1	1	1	84
88	0	1	0	1	1	0	0	0	85
89	0	1	0	1	1	0	0	1	84
90	0	1	0	1	1	0	1	0	83
91	0	1	0	1	1	0	1	1	82
92	0	1	0	1	1	1	0	0	83

Продовження таблиці 4.1.

Номер комбінації	B11	B12	B21	B22	B31	B32	B41	B42	Твих.
93	0	1	0	1	1	1	0	1	82
94	0	1	0	1	1	1	1	0	81
95	0	1	0	1	1	1	1	1	80
96	0	1	1	0	0	0	0	0	85
97	0	1	1	0	0	0	0	1	84
98	0	1	1	0	0	0	1	0	83
99	0	1	1	0	0	0	1	1	82
100	0	1	1	0	0	1	0	0	83
101	0	1	1	0	0	1	0	1	82
102	0	1	1	0	0	1	1	0	81
103	0	1	1	0	0	1	1	1	80
104	0	1	1	0	1	0	0	0	81
105	0	1	1	0	1	0	0	1	80
106	0	1	1	0	1	0	1	0	79
107	0	1	1	0	1	0	1	1	78
108	0	1	1	0	1	1	0	0	79
109	0	1	1	0	1	1	0	1	78
110	0	1	1	0	1	1	1	0	77
111	0	1	1	0	1	1	1	1	76
112	0	1	1	1	0	0	0	0	81
113	0	1	1	1	0	0	0	1	80
114	0	1	1	1	0	0	1	0	79
115	0	1	1	1	0	0	1	1	78
116	0	1	1	1	0	1	0	0	79
117	0	1	1	1	0	1	0	1	78
118	0	1	1	1	0	1	1	0	77
119	0	1	1	1	0	1	1	1	76
120	0	1	1	1	1	0	0	0	77
121	0	1	1	1	1	0	0	1	76
122	0	1	1	1	1	0	1	0	75
123	0	1	1	1	1	0	1	1	74
124	0	1	1	1	1	1	0	0	75
125	0	1	1	1	1	1	0	1	74
126	0	1	1	1	1	1	1	0	73
127	0	1	1	1	1	1	1	1	72
128	1	0	0	0	0	0	0	0	85
129	1	0	0	0	0	0	0	1	84
130	1	0	0	0	0	0	1	0	83
131	1	0	0	0	0	0	1	1	82
132	1	0	0	0	0	1	0	0	83
133	1	0	0	0	0	1	0	1	82
134	1	0	0	0	0	1	1	0	81
135	1	0	0	0	0	1	1	1	80
136	1	0	0	0	1	0	0	0	81
137	1	0	0	0	1	0	0	1	80
138	1	0	0	0	1	0	1	0	79
139	1	0	0	0	1	0	1	1	78
140	1	0	0	0	1	1	0	0	79

Продовження таблиці 4.1.

Номер комбінації	B11	B12	B21	B22	B31	B32	B41	B42	Твих.
141	1	0	0	0	1	1	0	1	78
142	1	0	0	0	1	1	1	0	77
143	1	0	0	0	1	1	1	1	76
144	1	0	0	1	0	0	0	0	81
145	1	0	0	1	0	0	0	1	80
146	1	0	0	1	0	0	1	0	79
147	1	0	0	1	0	0	1	1	78
148	1	0	0	1	0	1	0	0	79
149	1	0	0	1	0	1	0	1	78
150	1	0	0	1	0	1	1	0	77
151	1	0	0	1	0	1	1	1	76
152	1	0	0	1	1	0	0	0	77
153	1	0	0	1	1	0	0	1	76
154	1	0	0	1	1	0	1	0	75
155	1	0	0	1	1	0	1	1	74
156	1	0	0	1	1	1	0	0	75
157	1	0	0	1	1	1	0	1	74
158	1	0	0	1	1	1	1	0	73
159	1	0	0	1	1	1	1	1	72
160	1	0	1	0	0	0	0	0	77
161	1	0	1	0	0	0	0	1	76
162	1	0	1	0	0	0	1	0	75
163	1	0	1	0	0	0	1	1	74
164	1	0	1	0	0	1	0	0	75
165	1	0	1	0	0	1	0	1	74
166	1	0	1	0	0	1	1	0	73
167	1	0	1	0	0	1	1	1	72
168	1	0	1	0	1	0	0	0	73
169	1	0	1	0	1	0	0	1	72
170	1	0	1	0	1	0	1	0	71
171	1	0	1	0	1	0	1	1	70
172	1	0	1	0	1	1	0	0	71
173	1	0	1	0	1	1	0	1	70
174	1	0	1	0	1	1	1	0	69
175	1	0	1	0	1	1	1	1	68
176	1	0	1	1	0	0	0	0	73
177	1	0	1	1	0	0	0	1	72
178	1	0	1	1	0	0	1	0	71
179	1	0	1	1	0	0	1	1	70
180	1	0	1	1	0	1	0	0	71
171	1	0	1	1	0	1	0	1	70
182	1	0	1	1	0	1	1	0	69
183	1	0	1	1	0	1	1	1	68
184	1	0	1	1	1	0	0	0	69
185	1	0	1	1	1	0	0	1	68
186	1	0	1	1	1	0	1	0	67
187	1	0	1	1	1	0	1	1	66
188	1	0	1	1	1	1	0	0	67

Продовження таблиці 4.1.

№ комбінації	B11	B12	B21	B22	B31	B32	B41	B42	Твих.
189	1	0	1	1	1	1	0	1	66
190	1	0	1	1	1	1	1	0	65
191	1	0	1	1	1	1	1	1	64
192	1	1	0	0	0	0	0	0	77
193	1	1	0	0	0	0	0	1	76
194	1	1	0	0	0	0	1	0	75
195	1	1	0	0	0	0	1	1	74
196	1	1	0	0	0	1	0	0	75
197	1	1	0	0	0	1	0	1	74
198	1	1	0	0	0	1	1	0	73
199	1	1	0	0	0	1	1	1	72
200	1	1	0	0	1	0	0	0	73
201	1	1	0	0	1	0	0	1	72
202	1	1	0	0	1	0	1	0	71
203	1	1	0	0	1	0	1	1	70
204	1	1	0	0	1	1	0	0	71
205	1	1	0	0	1	1	0	1	70
206	1	1	0	0	1	1	1	0	69
207	1	1	0	0	1	1	1	1	68
208	1	1	0	1	0	0	0	0	73
209	1	1	0	1	0	0	0	1	72
210	1	1	0	1	0	0	1	0	71
211	1	1	0	1	0	0	1	1	70
212	1	1	0	1	0	1	0	0	71
213	1	1	0	1	0	1	0	1	70
214	1	1	0	1	0	1	1	0	69
215	1	1	0	1	0	1	1	1	68
216	1	1	0	1	1	0	0	0	69
217	1	1	0	1	1	0	0	1	68
218	1	1	0	1	1	0	1	0	67
219	1	1	0	1	1	0	1	1	66
220	1	1	0	1	1	1	0	0	67
221	1	1	0	1	1	1	0	1	66
222	1	1	0	1	1	1	1	0	65
223	1	1	0	1	1	1	1	1	64
224	1	1	1	0	0	0	0	0	69
225	1	1	1	0	0	0	0	1	68
226	1	1	1	0	0	0	1	0	67
227	1	1	1	0	0	0	1	1	66
228	1	1	1	0	0	1	0	0	67
229	1	1	1	0	0	1	0	1	66
230	1	1	1	0	0	1	1	0	65
231	1	1	1	0	0	1	1	1	64
232	1	1	1	0	1	0	0	0	65
233	1	1	1	0	1	0	0	1	64
234	1	1	1	0	1	0	1	0	63
235	1	1	1	0	1	0	1	1	62
236	1	1	1	0	1	1	0	0	63

Продовження таблиці 4.1.

№ комбінації	B11	B12	B21	B22	B31	B32	B41	B42	Твих.
237	1	1	1	0	1	1	0	1	62
238	1	1	1	0	1	1	1	0	61
239	1	1	1	0	1	1	1	1	60
240	1	1	1	1	0	0	0	0	65
241	1	1	1	1	0	0	0	1	64
242	1	1	1	1	0	0	1	0	63
243	1	1	1	1	0	0	1	1	62
244	1	1	1	1	0	1	0	0	63
245	1	1	1	1	0	1	0	1	62
246	1	1	1	1	0	1	1	0	61
247	1	1	1	1	0	1	1	1	60
248	1	1	1	1	1	0	0	0	61
249	1	1	1	1	1	0	0	1	60
250	1	1	1	1	1	0	1	0	59
251	1	1	1	1	1	0	1	1	58
252	1	1	1	1	1	1	0	0	59
253	1	1	1	1	1	1	0	1	58
254	1	1	1	1	1	1	1	0	57
255	1	1	1	1	1	1	1	1	56

Примітка В таблиці символом «1» позначено увімкнення вентилятора, «0» - виключення

Під час розрахунку таблиці 4.1 враховувалося, що кожен з вентиляторів може бути увімкнений на третину своєї потужності (комбінації B12, B22, B32, B42), на дві треті (комбінації B11, B21, B31, B41) та на повну потужність (комбінація B11+B12, B21+B22, B31+B32, B41+B42).

Аналіз результатів роботи системи, що наведено в таблиці 4.1, дозволяє зробити висновок, що дійсно за допомогою дискретної системи керування можна отримати будь-яку температуру газометанольної суміші на виході вузла охолодження та конденсації в діапазоні від 101 °С до 56 °С з точністю до 1 °С. Таким чином, ступень дискретності системи складає 0,5 °С.

За заданої на виході вузла температурі 60 °С, урахувуючи похибку вимірювального каналу температури, встановлюємо допуск ± 1 °С. Для вказаного діапазону температур з таблиці 6.1 обираємо всі можливі комбінації увімкнення вентиляторів. Вони зведені в таблицю 4.2.

Аналіз табл. 4.2 показує, що температура 60 ± 1 °С може бути досягнута 8 комбінаціями увімкнення вентиляторів АПО. З аналізу таблиці видно, що

оптимальною за енергоспоживанням є комбінація 248. Якщо споживана потужність одного вентилятора N (відповідно до регламенту $N = 100$ кВт) різниця потужності між комбінаціями, що забезпечують температуру в заданому діапазоні, складають від $1/3 N$ до N . Ураховуючи, що АПО розташовані у два ряди, різниця в споживаній потужності вентиляторами АПО складе від $2/3 N$ до $2 N$. Якщо процес керування вузлом охолодження та конденсації ведеться в ручному режимі, оператор не в змозі обрати оптимальну комбінацію.

Таблиця 4.2.

Комбінації, що дають задане значення температури на виході АПО ± 1 °С

Потужність	Вентилятор 1		Вентилятор 2		Вентилятор 3		Вентилятор 4		Твих	ΣN
	2/3N	1/3N	2/3N	1/3N	2/3N	1/3N	2/3N	1/3N		
238	1	1	1	0	1	1	1	0	61	$3 \cdot 1/3N$
239	1	1	1	0	1	1	1	1	60	$3 \cdot 2/3N$
246	1	1	1	1	0	1	1	0	61	$3N$
247	1	1	1	1	0	1	1	1	60	$3 \cdot 1/3N$
✓ 248	1	1	1	1	1	0	0	0	61	$2 \cdot 2/3N$
249	1	1	1	1	1	0	0	1	60	$3N$
250	1	1	1	1	1	0	1	0	59	$3 \cdot 1/3N$
252	1	1	1	1	1	1	0	0	59	$3N$

Примітка N – потужність одного вентилятора

В монографії проаналізовано роботу системи дискретного керування з моделлю вузлом охолодження та конденсації в різних температурних умовах. Аналіз результатів досліджень дозволяє зробити висновок, що в середньому ефект від упровадження запропонованої системи становить від N до $2 N$ кВт. Для наближеного економічного обрахунку оберемо, що ефект від впровадження дискретної системи керування з моделлю буде N кВт. Час безперервної роботи агрегату в «теплий» період року становить близько 5000 годин/рік. Ураховуючи, що потужність одного вентилятора становить 100 кВт, за один рік економія складе приблизно 500 000 кВт/рік. При середньої вартості електроенергії для промислових виробництв 2 грн/кВт (станом 2017-2018 рік) економічний ефект від впровадження дискретної системи керування з моделлю

вузлом охолодження та конденсації метанолу у виробництві метанолу складе ~ 1 млн грн./рік.

У разі зміни технологічних параметрів на вході вузла охолодження та конденсації або при зміні параметрів навколишнього середовища буде змінюватися температура газометанольної суміші на виході вузла. При цьому відповідно, будуть змінюватися значення температур суміші на виході вузла, що розраховані за ММ в табл. 4.1. Для кожного нового технологічного стану обирається своя оптимальна комбінація. Далі, Ураховуючи динамічні властивості АПО, що відображає динамічна ММ, відбувається переключення вентиляторів відповідно до нової оптимальної комбінації.

Крім того, запропонована дискретна система керування з моделлю вузлом охолодження та конденсації дозволяє розраховувати значення коефіцієнта забрудненості поверхонь теплообміну АПО. При досягненні максимально допустимого значення цього коефіцієнта слід увімкнути систему самоочищення АПО. Це можна здійснити не останавлюючи стадію. Наприклад, обрати таку комбінацію, при якій вентилятор даний АПО не працює. Через систему зрощення подати міючий розчин. Після процедури самоочищення система керування переходить в свій нормальний режим роботи.

Це також дозволить отримати додаткову економію електричної енергії для охолодження та конденсацію газометанольної суміші.

Експериментально досліджено запропоновані в роботі способи отримання та використання ММ для вирішення задач оптимізації виробництва метанолу, що доводить розроблені в роботі теоретичні та методологічні основи моделювання.

Розроблено технічний проект комп'ютерно-інтегрованої системи керування стадією синтезу метанолу, що включає систему керування з моделлю колоною синтезу метанолу та дискретну систему керування з моделлю вузлом охолодження та конденсації метанолу, що дозволило на практиці підтвердити розроблену у роботі теорію.

Встановлено, що на основі отриманих в роботі статичних ММ внутрішнього теплообмінника і полиць клони синтезу, отримані графічні

зображення профілів температури і концентрації по висоті колони синтезу, що дозволило отримати наочне уявлення про ефективність роботи різних зон колони;

Встановлено, що статичні ММ по температурі і концентрації дозволили отримати залежність концентрації метанолу на виході кожної полиці колони від температури на полиці. Дана залежність для третьої полиці колони має явно виражений екстремум максимуму. Отримано залежності концентрації метанолу на виході колони синтезу метанолу від навантаження на колону в діапазоні 60 – 100%;

Встановлено, що на підставі отриманих залежностей концентрації метанолу на виході колони від температури при різних навантаженнях, була складена залежність максимально можливої концентрації метанолу на виході колони синтезу від навантаження на колону. Встановлено, що в порівнянні з регламентною характеристикою застосування системи управління з моделлю дозволяє підвищити концентрацію метанолу на виході колони синтезу на величину порядку 1%. З огляду на безперервність і великотоннажні виробництва метанолу це робить використання системи управління з моделлю колоною синтезу у виробництві метанолу надзвичайно перспективним і економічно обґрунтованим;

Встановлено, що на основі розроблених в роботі динамічних математичних моделей, виносного теплообмінника і полиць колони синтезу, отримані криві розгону виносного теплообмінника, полиць колони синтезу і всієї колони синтезу. Це дозволило встановити, що характер перехідного процесу колони синтезу метанолу є аперіодичним, час транспортного запізнювання становить 490 секунд, а час входу в 5% зону становить 2540 секунд.

Встановлено, що економічна ефективність запропонованої системи керування з моделлю колоною синтезу метанолу. Вона складає до 1% (абс.) або до 15% (відносно), що у перерахунку складає до 15 тис тон метанол на рік;

Встановлено, що ступень дискретності для запропонованої системи керування з моделлю вузлом охолодження та конденсації. Вона складає 0,5 °С.

Встановлено, що економічна ефективність запропонованої дискретної системи керування з моделлю вузлом охолодження та конденсації, адже за рахунок економії електричної енергії вона дозволяє отримати до 1 млн. грн/рік;

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Артеменко А. И. Органическая химия / А. И. Артеменко – М. : «Высшая школа». – 1987. – 430 с.
2. Караханов Э. А. Синтез–газ как альтернатива нефти. Часть I. Процесс Фишера-Тропша и оксо-синтез / Э. А. Караханов // Соросовский образовательный журнал. – 1997. – №3. – С. 69–74.
3. МЕТАНОЛ: обзор технологий. [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://newchemistry.ru/letter.php?n_id=802.
4. US 5954925 A. B01J12/00 Method and apparatus for manufacturing methanol / Jeffrey H. Sherman (USA) – US 09/058, 494.
5. US 6113747 A. B01J12/00 Method of and apparatus for manufacturing methanol / Jeffrey H. Sherman (USA) – US 09/345, 630.
6. US 5720858 A. C07C29/48 Method for the photocatalytic conversion of methane / Richard P. Noceti, Charles E. Taylor, Joseph R. D'Este (USA) – US 08/682, 498.
7. EP 621476 B1 Verfahren und Vorrichtung zur Bestimmung formtechnologischer Eigenschaften von Giessereiformstoffen / Weber, Dieter, Dr. et al. (DE). – 21.04.1993 DE 4312939.
8. США №3385287. кл. 126–127 Способ нагрева жидкостей / Кладов А.Ф. – опубл. 1969. Патент СССР № 1329629. кл. F24G3/00. – 1982, SU 1656980 A1.
9. Кнэпп Р. Кавитация / Р. Кнэпп, Дж. Дейли, Ф. Хэммит. – М. : Мир. – 1974. – 668 с.
10. Федоткин И. М. Использование кавитации в технологических процессах / И. М. Федоткин, А. Ф. Немчин – Киев: Вища шк. – 1984. – 68 с.

11. Gray Jr. C. Moving America to Methanol / Jr. C. Gray, J. A. Alson. – The University of Michigan Press, Ann Arbor. – 1985.
12. Kohl W. L. Methanol as an Alternative Fuel Choice: An Assessment / W. L. Kohl. – The Johns Hopkins University, Washington, DC. – 1990.
13. Supp E. How to Produce Methanol from Coal / E. Supp. – Springer-Verlag, Berlin. – 1990.
14. Новий спосіб виробництва нітратної кислоти – репродукція HNO_3 [Текст] / І. І. Захаров, О. Б. Целіщев, М. Г. Лорія, К. О. Тюльпінов // Хімічна промисловість України. – 2013. – № 2. – С. 47–50.
15. Стенцель Й. І. Вимірювання в хімічній технології: Підручник / Й. І. Стенцель, О. Б. Целіщев, М. Г. Лорія // Під ред. проф. Й. І. Стенцеля – Луганськ: Вид-во СНУ ім. В. Даля. – 2007. – 480 с.
16. Гуревич А. Л. Автоматический хроматографический анализ / А. Л. Гуревич, Л. А. Русинов, Н. А. Сягаев. – Л. : Химия. – 1980. – 192 с.
17. Кутепов А. М. Общая химическая технология / А. М. Кутепов, Т. И. Бондарева, М. Г. Беренгартен. // Учебник для технических ВУЗов. – М. «Высшая школа». – 1990. – 512 с.
18. Стенцель Й. І. Ідентифікація та математичне моделювання / Й. І. Стенцель – Луганск: Вид-во Східноукр. нац.ун-ту. – 1995. – 247 с.
19. Энергетический потенциал шахтного метана в Украине [Электронный ресурс] // ЭСКО: электронный журнал энергосервисной компании «Экологические системы». – Электронные данные. – [Одесса : Одесский. гос. политехнический ун-т, 2006]. – № 1. – Режим доступа: http://journal.esco.co.ua/2006_1/art37.htm (дата обращения 20.11.2016 р.). – Энергетический потенциал шахтного метана в Украине.
20. Synthesis of methanol from methane in cavitation field / O. Tselishchev, A. Ijagbuji, M. Loria, V. Nosach // CHEMISTRY & CHEMICAL TECHNOLOGY. – 2018. – Vol. 12. – №1. P. 69–73.
21. Olah G. Beyond Oil and Gas: The Methanol Economy/ G. Olah, A. Goepfert, G. Surya. – Prakash. – 2009. – P. 213–219.
22. Tselishev A. B. Modelling of chemical reactions and new technologies

for industrially important processes / A. B. Tselishev, M. G. Loriya, I. I. Zakharov / VI International Conference «Modern problems of physical chemistry» 9 – 12 september 2013. – Donetsk. – p. 260–261.

23. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Госхимиздат, 1961. – 574 с.

24. Процессы и аппараты химической технологии. Учебник для вузов./ Н.Н. Смирнов, М.И. Курочкина, А.И. Волжинский, В.А. Плессовских. – СПб.: Химия, 1996. – 400с.

25. Плюто В.П. Управление химико-технологическими процессами. Процессы массообмена: [Учеб. пособие]. – М.: МХТИ, 1984. – 48 с.

26. Новиков С. И. Оптимизация автоматических систем регулирования теплоэнергетического оборудования. Ч.1: учеб. пособие / С. И. Новиков. - Новосибирск: Изд-во НГТУ. – 2006.–108 с.

27. Григорьев В.А. и др. Краткий справочник по теплообменным аппаратам. М. – Л.: Госэнергоиздат, 1962. – 342 с.

28. Денисенко В. В. Заземление в системах промышленной автоматизации / В. В. Денисенко // СТА. – 2006. – № 2. – С. 94 – 99.

29. Иванов А. О. Теорія автоматичного керування: Підручник / А. О. Иванов. – Дніпропетровськ: Національний гірничий університет. – 2003. – 250 с.

30. Методы классической и современной теории автоматического управления: Учебник в 5-й т. / Под ред. К. А. Пупкова, Н. Д. Егупова. – 2-е изд., перераб. и доп.– М.: Издательство МГТУ им. Н.Э. Баумана, 2004. – Т.4: Теория оптимизации систем автоматического управления. – 2004. – 744с., ил.

31. Методы робастного, нейро-нечеткого и адаптивного управления. Учебник/ Под ред. Н. Д. Егупова. – изд. 2-е. – М.: Изд-во МГТУ им. Бауман, 2002. – 744 с

32. Усков А.А. Интеллектуальные технологии управления. Искусственные нейронные сети и нечеткая логика / А. А. Усков, А. В. Кузьмин. — М.: Горячая линия – Телеком, 2004. — 143 с.

33. Волков Е.А., Численные методы – М: Наука, 1987. – 248 с.
34. Методы классической и современной теории автоматического управления: Учебник в 5-й т. / Под ред. К. А. Пупкова, Н. Д. Егупова. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Издательство МГТУ им. Н.Э. Баумана, 2004. – Т.1: Математические модели, динамические характеристики и анализ систем автоматического управления. –2004 – 656 с., ил.
35. Черноруцкий И. Г. Методы оптимизации в теории управления: учебное пособие / И. Г. Черноруцкий. — СПб.: Питер, 2004. — 256 с: ил.
36. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 8-е. М.: Химия, 1971. – 822 с.
37. Стенцель Й.І. Математичне моделювання технологічних об'єктів керування. Навч. посібник. – К.: ІСДО, 1993, – 328 с.
38. Кафаров В.В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. М.: Химия, 1976. – 464 с.
39. Ананьев М. В. Ідентифікація об'єктів керування / М. В. Ананьев, О. Б. Целіщев, М. Г. Лорія та ін. // Вимірювальна та обчислювальна техніка в технологічних процесах: міжнародний науково-технічний журнал. – Хмельницький, 2010. – №2 (36). – С.178 – 181.
40. Абдалхамід Д. Динамічна модель газового реактора / Д. Абдалхамід, М. Г. Лорія, О. Б. Целіщев // Вимірювальна та обчислювальна техніка в технологічних процесах. – 2013. – №4. – С.31 – 35. (Особистий внесок - приймала участь в розробці динамічної модель газового реактора та в написанні статті).
41. Математическое моделирование химико-технологических систем: Учеб. пособие в 3ч./ под ред Л.С. Гордеева. – М.:РХТУ, 1999– 48с.(ч1); 47с.(ч2), 67с.(ч3).
42. Веников В. А., Веников Г.В. Теория подобия и моделирования. М.: Высшая школа, 1984. – 342 с.
43. Мартин Ф. Моделирование на вычислительных машинах. М.: Советское радио, 1972. – 588 с.

44. Абдалхамід Д. Система екстремального керування багатополочним реактором з моделлю / [Д. Абдалхамід, М. Г. Лорія, О. Б. Целіщев, П. Й. Єлісеєв] // Вісник Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля (науковий журнал). – №15(186). – ч.2. – 2012. – С. 152–156. . (Особистий внесок - розробила ММ полиць колони і внутрішнього теплообмінника та приймала участь в написанні статті).

45. Лорія М. Г. Розробка математичної моделі газового реактору для оптимізації технологічного процесу / М. Г. Лорія // Вісник Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля. – 2018. – №1 (242) Ч.1. – С. 179 – 183.

46. Абдалхамид Д. Система управления многополочным реактором / Д. Абдалхамид, М. Г. Лорія // Актуальні проблеми створення електронних засобів промислових автоматизованих систем 2011. Матеріали Першої Всеукраїнської науково-практичної конференції. – Сєвєродонецьк: ТІ СНУ ім. В. Даля. – 2011. – С. 139 – 140.

47. Оптимальне керування вузлом охолодження і конденсації газопродуктової суміші у виробництві синтезу метанолу / [М. Г. Лорія, О. В. Поркуян, О. Б. Целіщев, П. Й. Єлісеєв] // Вісник Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля. – 2019. – №2(250)– С. 54 – 59.

48. Лорія М. Г. Знаходження шляхів забезпечення максимальної ефективності роботи колони синтезу метанолу / М. Г. Лорія // Вісник Донбаської державної металургійної академії. – 2019. – №2. – С. 43 – 50.

49. Руководство пользователя Трейс Моуд. Версия 6.0. — М. : AdAstra Research Group, Ltd, 2007. — 151 с.

50. Букреев В. Г. Основы инструментальной системы разработки АСУ Trace Mode : учеб. пос. / В. Г. Букреев. — Томск, 2004. — 127 с.

51. Эдвардс Ч.Г., Пенни Д.Э. Дифференциальные уравнения и проблема собственных значений: моделирование и вычисление с помощью Mathematica, Maple и MATLAB = Differential Equations and Boundary Value Problems: Computing and Modeling. – 3-е изд. – М.: «Вильямс», 2007 с.

52. Мэтьюз Д.Г., Финк К.Д. Численные методы. Использование MATLAB = Numerical Methods: Using MATLAB. – 3-е изд. – М.: «Вильямс», 2001. – 720 с.

53. Андрюшин А. В. Управление и инноватика в теплоэнергетике: учебное пособие / А. В. Андрюшин, В. Р. Сабанин, Н. И. Смирнов. – М.: Издательский дом МЭИ, 2011. – 392 с.: ил.

54. The Patent Office — <http://gb.espacenet.com>