

Міністерство освіти і науки України
Шосткинський інститут Сумського державного університету
Центр дистанційної і заочної форми навчання
Кафедра системотехніки та інформаційних технологій

ЗАТВЕРДЖУЮ

Зав. кафедри

Худолей Г.М.

«__» _____ 2023р.

БАКАЛАВРСЬКА РОБОТА

на тему: Система управління технологічного процесу синтезу метилового спирту з CO і H₂

Керівник роботи:
(ст.викладач, к.т.н)

Худолей Г. М.

Виконав:
студент групи СУз-91ш

Козюра Д. В.

Шостка – 2023



РЕФЕРАТ

Кузюра Дмитро Вікторович. Система управління технологічного процесу синтезу метилового спирту з CO і H₂. Бакалаврська робота. Шосткинський інститут Сумського державного університету, Шостка, 2023 рік.

Бакалаврська робота містить 62 аркушів пояснювальної записки, з урахуванням 42 рисунків, 2 таблиць; 1 креслення.

Роботу присвячено модернізації системи управління технологічним процесом синтезу метилового спирту з CO і H₂. Виконаний конструктивно-технологічний аналіз технологічного процесу, вибрані параметри управління, контролю та сигналізації. Виконано обґрунтування та вибір сучасних засобів автоматизації, розроблена функціональна схема автоматизації та алгоритм управління процесом. В розрахунковій частині виконаний синтез системи управління температурою реакційної суміші газів на виході з теплообмінника-конденсатора.

Ключові слова: синтез метанолу, система управління, метод логарифмічних частотних характеристик.

ABSTRACT

Dmytro Viktorovych Kuzyura. The control system of the technological process of the synthesis of methyl alcohol from CO and H₂. Bachelor work. Shostka Institute of Sumy State University, Shostka, 2023.

The bachelor thesis contains 62 sheets of explanatory note, including 42 figures, 2 tables; 1 drawings.

The work is devoted to the modernization of the control system for the technological process of the synthesis of methyl alcohol from CO and H₂. The structural and technological analysis of the technological process was carried out, the management, control and signaling parameters were selected. Reasoning and selection of modern automation tools were performed, a functional automation scheme and a process control algorithm were developed. In the calculation part, the synthesis of the temperature control system of the reaction mixture of gases at the outlet of the heat exchanger-condenser is performed.

Keywords: synthesis of methanol, control system, method of logarithmic frequency characteristics.

Міністерство освіти і науки України
Шосткинський інститут Сумського державного університету
Факультет денної форми навчання
Кафедра системотехніки та інформаційних технологій

ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА

до бакалаврської роботи на тему:

" Система управління технологічного процесу синтезу метилового
спирту з CO і H₂"

Керівник проекту

Худолей Г.М.

Проектант:

студент групи СУз-91ш

Кузюра Д.В.

Шостка – 2023

ЗМІСТ

стр.

ВСТУП.....	5
1 КОНСТРУКТИВНО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ АНАЛІЗ ОБ'ЄКТА УПРАВЛІННЯ.....	6
1.1 Характеристика та застосування метилового спирту	6
1.1.1 Що таке метиловий спирт?.....	6
1.1.2 Історія отримання метилового спирту.....	6
1.1.3 Сфера застосування метилового спирту.....	6
1.1.4 Фізико-хімічні основи процесу отримання метилового спирту.....	7
1.1.5 Синтез метилового спирту.....	10
1.1.6 Колона синтезу метилового спирту	13
2 АНАЛІЗ ПАРАМЕТРІВ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ	15
3 ВИБІР КАНАЛІВ КОНТРОЛЮ ТА УПРАВЛІННЯ.....	17
4 ВИБІР ЗАСОБІВ АВТОМАТИЗАЦІЇ.....	26
5 РОЗРАХУНКОВА ЧАСТИНА	36
5.1 Завдання на розробку	36
5.2 Математична модель об'єкта управління.....	36
5.3 Перехід від математичної моделі об'єкта управління з розподіленими параметрами до моделі з зосередженими параметрами.....	40
5.4 Перевірка принципової вірності математичної моделі.....	42
5.5 Лінеаризація математичної моделі об'єкта управління	43
5.6 Ідентифікація параметрів математичної моделі об'єкта управління.....	45
5.7 Синтез корегувального пристрою методом логарифмічних характеристик.....	52
Висновки	61
Література	62

ВСТУП

Метиловий спирт (метанол) є багатоцільовим напівпродуктом, на базі якого можуть бути отримані різні важливі продукти [1], а також є екологічно чистим рідким паливом і розчинником. Метиловий спирт зручний для транспортування та зберігання. Останніми роками значимість метанолу зростає. Залишаючись найважливішою хімічною сировиною, вона допомагає вирішити безліч актуальних проблем енергетики, транспорту, екології, оскільки служить універсальним енергоносієм, сировиною для отримання моторного палива та інше.

Моніторинг ринку метанолу [7] в Україні та країнах Європи показав, що споживання метанолу в нашій країні протягом періоду, що досліджувався, динамічно зросло. Хімічна промисловість України активно використовувала метиловий спирт для виробництва хімікатів для деревообробки, пластмас, засобів захисту рослин, збільшуючи обсяги їх випуску.

У цих умовах такі важливі завдання промислового виробництва метанолу, як зростання продуктивності праці, поліпшення якості продукції та вимоги щодо забезпечення охорони праці та навколишнього середовища можуть бути частково вирішені за рахунок впровадження сучасних засобів автоматизації та ефективних систем управління.

Разом з тим аналіз сучасного стану автоматизації технологічного процесу виробництва метанолу показує, що вибір технічних засобів автоматизації, їх сучасність та ефективність розрахунків систем управління ще не відповідають вимогам.

Призначенням системи управління виробництвом метанолу, що модернізується, є покращення рівня автоматизації за рахунок заміни морально застарілих існуючих засобів автоматизації, а також покращення якості регулювання технологічних змінних з використанням математичних моделей та точних методів синтезу.

Задачею цієї бакалаврської роботи є вирішення кола питань, пов'язаних з модернізацією існуючої системи управління технологічним процесом синтезу метилового спирту із CO та H₂. Робота виконується за завданням кафедри системотехніки та інформаційних технологій Шосткинського інституту СумДУ.

Основний зміст роботи викладено у п'яти розділах, в яких представлені: конструктивно-технологічний аналіз технологічного процесу синтезу метилового спирту із CO та H₂ (синтез-газу), вибір параметрів управління, контролю та сигналізації, обґрунтування та вибір сучасних засобів автоматизації, а також виконання синтезу системи управління температурою реакційної суміші газів на виході з теплообмінника-конденсатора.

1 КОНСТРУКТИВНО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ АНАЛІЗ ОБ'ЄКТА УПРАВЛІННЯ

1.1 Характеристика та застосування метилового спирту

1.1.1 Що таке метиловий спирт?

Метиловий спирт (метанол, карбінол, деревний спирт) - CH_3OH - це органічна речовина, перший представник гомологічного ряду одноатомних спиртів. Прозора, легка, токсична, безбарвна рідина з різким неприємним спиртовим запахом і різким пекучо-солодкуватим спиртовим смаком, контамінант. Має чітко окреслені розчинні й окислювальні властивості. Важливі властивості метанолу – хороша розчинність у воді та низька температура замерзання. Змішується в будь-яких пропорціях із водою, іншими спиртами, гліколями, кислотами, бензолом, хлороформом і багатьма іншими розчинниками.

Молекулярна формула - CH_4O або $\text{CH}_3\text{—OH}$, структурна - $\begin{array}{c} \text{H} \\ | \\ \text{H}-\text{C}-\text{O}-\text{H} \\ | \\ \text{H} \end{array}$.

Метиловий спирт належить до вибухо- та вогнебезпечних хімікатів, випаровування цієї речовини здатні створювати з атмосферним повітрям в об'ємних концентраціях 6,98 – 35,5 % вибухонебезпечні пароповітряні суміші (температура спалаху 15 °С).

Є високотоксичною речовиною. Навіть у малих дозах споживання цієї речовини здатне призвести до неминучих наслідків для людського організму (сліпота від споживання 30 грамів, летальний результат при споживанні 90 грамів речовини).

1.1.2 Історія отримання метилового спирту

Метиловий спирт уперше був виявлений Бойлем у 1661 році у продуктах сухої перегонки деревини. Через два століття, у 1834 році, його виділили у чистому вигляді Ж. Б. Дюма та Е. М. Пеліго. Тоді ж було встановлено хімічну формулу метанолу. А в 1857 році Бергто отримав метанол омилання метилхлориду.

1.1.3 Сфера застосування метилового спирту

Щорічно у світі виробляється до 20 мільйонів тон метилового спирту, але споживання його світовим ринком також поступово зростає. В промисловості метиловий спирт використовують як напівпродукт в низці промислових синтезів переважно для таких цілей:

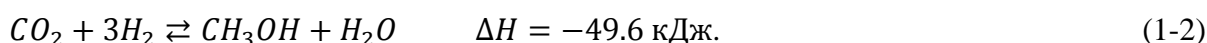
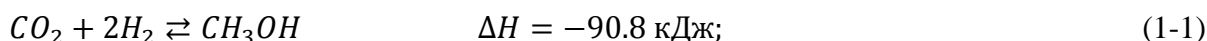
- в виробництві формальдегіду, з якого отримують, серед іншого, формалін, фанеру, клеї, ізоляційні матеріали та багато іншого;
- як сировина в виробництві оцтової кислоти, мурашиного альдегіду, формаліну, різних ефірів та інших важливих хімічних сполук;
- в виробництві специфічних видів палива, особливо як добавка для підвищення октанового числа бензину для зниження при цьому кількості вихлопних газів;

- в виробництві протиобмерзальних, миючих та дезінфікуючих засобів;
- в виробництві складних багатокомпонентних розчинників;
- у газодобувній галузі для очищення обладнання від продуктів газоперегонки;
- у нафтопереробній галузі промисловості - як розчинник для очищення бензину від меркаптанів, а також при виділенні толуолу;
- для синтезу протеїну (білково-вітамінного концентрату);
- виробництво біодизельного пального, одержуваного переетерифікацією з CH_3OH ріпакової олії;
- в виробництві вибухових речовин та інше.

Також метиловий спирт використовується в аналітичній хімії, у фармацевтичній промисловості, у виробництві пластмас та синтетичних тканин, а також барвників, фунгіцидів і навіть фотоплівок.

1.1.4 Фізико-хімічні основи процесу отримання метилового спирту

Синтез метанолу заснований на оборотних реакціях, що описуються рівняннями:



Реакції (1-1) та (1-2) екзотермічні та протікають із зменшенням обсягу. Тому для досягнення максимальних значень виходу метанолу та ступеня перетворення синтез-газу необхідно проведення процесу при низькій температурі та високому тиску.

Максимально досяжний ступінь перетворення синтез-газу обмежена умовами рівноваги реакцій одержання метилового спирту, вивчені експериментально та теоретично. Для розрахунку константи рівноваги реакції (1-1) отримано рівняння

$$\lg K_p = \frac{3748.7}{T} + 9.2833 \lg T + 3.1475 \cdot 10^{-3} T - 4.2613 \cdot 10^{-7} T^2 + 13.8144, \quad (1-3)$$

де T – температура реакції утворення метилового спирту.

Константу рівноваги реакції (1-2) можна розрахувати, виходячи із значень константи рівноваги реакції (1-1), а також використовуючи константу рівноваги реакції, що супроводжує утворення метанолу



При цьому $K_2 = K_1 / K_4$. Такий метод розрахунку константи рівноваги в даному випадку може бути застосованим, оскільки рівняння (1-2) можна отримати, віднімаючи від рівняння (1-1) рівняння (1-4).

Процес одержання метанолу з оксидів вуглецю зазвичай трактується як послідовне відновлення діоксиду вуглецю до оксиду, а потім оксиду вуглецю до метанолу, а саме



“Прямий” синтез метилового спирту з діоксиду вуглецю і водню на сьогодні є основним шляхом його отримання.

Каталізатор, який застосовується для синтезу метанолу повинен мати високу селективність, тобто можливість максимального прискорення утворення метанолу при одночасному придушенні побічних реакцій. Для синтезу метанолу було запропоновано багато каталізаторів, серед яких кращими виявилися каталізатори, основним компонентом яких є оксид цинку або мідь.

Каталізатори синтезу метанолу дуже чутливі до каталітичних ядів, тому першою стадією процесу є очищення газу від сірчистих сполук, які отруюють цинк-хромові каталізатори з можливістю відновлення, а каталізатори з вмістом міді - незворотно. Необхідне також ретельне очищення газу від карбонілу заліза, який утворюється в результаті взаємодії оксиду вуглецю із залізом апаратури. На каталізаторі карбоніл заліза розкладається з виділенням заліза, що сприяє утворенню побічного продукту - метану.

Для складання математичної моделі процесу необхідно мати рівняння, що пов'язують швидкість реакції з технологічними змінними процесу. Вивченню кінетики синтезу метанолу присвячено багато робіт. Швидкість реакції на цинк-хромовому каталізаторі (процес вивчався у зваженому шарі, а стадією, що лімітує процес, приймалася адсорбція водню) може бути описана наступним рівнянням

$$w = k_1 \frac{p_{H_2} p_{CO}^{0.5}}{p_{CH_3OH}^{0.25}} - k_2 \frac{p_{CH_3OH}^{0.25}}{p_{CO}^{0.5}} \quad (1-5)$$

де k_1 і k_2 - константи швидкості прямої та зворотної реакцій; p - парціальний тиск речовини.

Для розрахунку швидкості на мідь-цинк-алюмінієвому каталізаторі отримане рівняння

$$w = k_1 \left(\frac{p_{H_2} p_{CO}^{0.5}}{p_{CH_3OH}^{0.66}} - \frac{p_{CH_3OH}^{0.34}}{p_{H_2} p_{CO}^{0.5} K} \right), \quad (1-6)$$

де k_1 - константи швидкості прямої реакції; K – константа рівноваги.

Константа швидкості k_1 в виразі (1-6)

$$k_1 = 7.734 \cdot 10^8 \cdot \exp\left(-\frac{22700}{RT}\right), \quad (1-7)$$

де T – абсолютна температура протікання реакції, K ; R – газова постійна.

Крива залежності кількості метанолу, що утворився, від температури (рис. 1.1) має екстремум при всіх складах вихідного синтез-газу, причому максимальний вихід метанолу спостерігається при температурах 255 - 270 °С.

Інтервал оптимальних температур, при яких спостерігають найбільший вихід метилового спирту, залежить від активності каталізатора, об'ємної швидкості газової суміші в реакторі та тиску. Процеси за низького тиску (5 - 10 МПа) на каталізаторах, заснованих на міді, мають оптимальну температуру 220 - 280 °С. Для цинк-хромового каталізатора характерні вищий тиск (20 - 30 МПа) та температури (350 – 400 °С).

Вплив тиску на синтез метанолу показано на рис. 1.2.

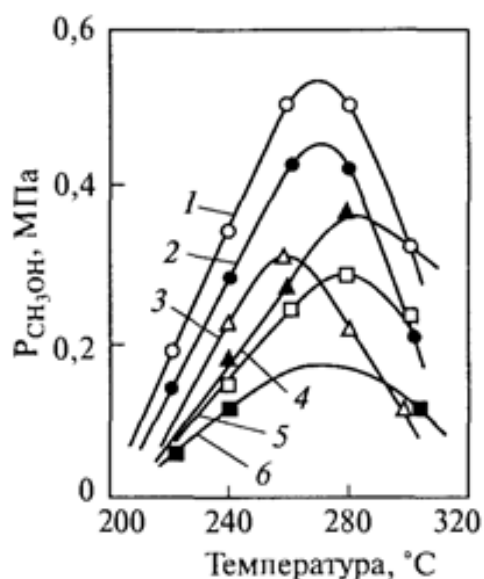


Рис. 1.1 - Залежність виходу метанолу від температури при парціальному тиску CO 1,08 (1, 4); 0,47 (2, 5); 2,0 (3, 6) МПа

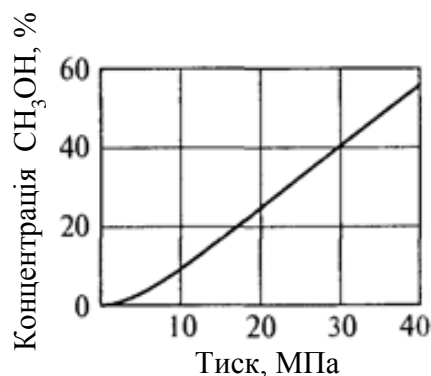


Рис. 1.2 - Залежність виходу метанолу від тиску при температурі 350 °C і молярному відношенні $\text{H}_2 : \text{CO} = 2 : 1$

Максимальний тиск, що застосовується у промисловості для синтезу метилового спирту, складає 40 МПа. Вище цього тиску прискорюються побічні реакції та збільшуються енергетичні витрати на компресію газу, що погіршує економічні показники. При використанні технології синтезу низького тиску підвищення тиску обмежено термічною стабільністю мідних каталізаторів.

Як для синтезу при високому, так і при низькому тиску зростання об'ємної швидкості газу приводить до падіння виходу метанолу. Причина в тому, що із збільшенням об'ємної швидкості зменшується час контакту газу з каталізатором і, відповідно, концентрація метанолу в газі, що виходить з реактора (див. рис. 1.1).

Хоча зі зростанням об'ємної швидкості подачі синтез-газу вміст метанолу у продуктах реакції знижується, проте більший обсяг газу, що проходить в одиницю часу через той же об'єм каталізатора, призводить до зростання продуктивності (рис. 1.3). В промислових установках процес синтезу здійснюють при об'ємних швидкостях 20 000 – 40 000 год⁻¹.

Ступінь перетворення синтез-газу за один прохід через реактор обмежена станом рівноваги реакції утворення CH_3OH із CO та H_2 і допустимим перепадом температури каталізатора при адиабатичному режимі процесу. Ступінь перетворення CO за один прохід становить 15-50% і при цьому в реакційних газах міститься приблизно 4% CH_3OH . Для більш повної переробки синтез-газу необхідне його повернення в цикл після виділення метанолу та води. Коефіцієнт повернення r можна розрахувати на основі формули, що пов'язує залежність між ступенем перетворення CO за один прохід та бажаним загальним ступенем перетворення

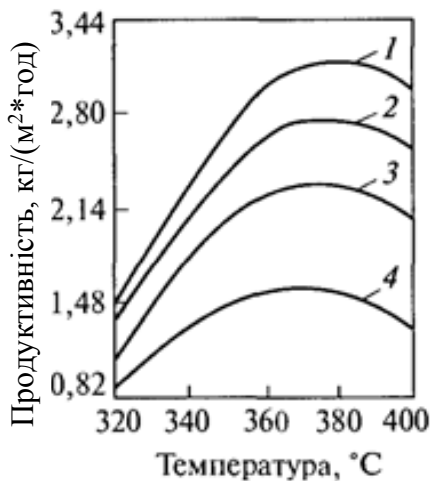


Рис. 1.3 - Залежність продуктивності каталізатора від температури при тискові 30МПа та різній швидкості газу:

1 - 40000 год⁻¹; 2 - 30000 год⁻¹; 3 - 20000 год⁻¹; 4 - 10000 год⁻¹

$$x_{CO} = x'_{CO} \frac{1+r}{1+r(1-c_A/c_O)}, \quad (1-8)$$

де x_{CO} – загальна ступінь перетворення CO; x'_{CO} - ступінь перетворення за один прохід; c_A – концентрація CO в газі після конденсації; c_O - концентрація CO початкова.

Склад газової суміші істотно впливає на ступінь перетворення сировини та продуктивність каталізатора. В ході технологічного процесу у синтез-газі накопичуються інертні домішки (метан, азот, аргон), збільшення концентрації яких зменшує парціальний тиск реагуючих речовин і знижує продуктивність каталізатора. Концентрацію домішок регулюють частковим відбором газу.

У промислових умовах працюють із деяким надлишком водню; максимальна продуктивність спостерігається при молярному відношенні $H_2 : CO = 4$, на практиці підтримують відношення 2,15-2,25.

1.1.5 Синтез метилового спирту

Відомо кілька способів отримання метанолу: суха перегонка деревини (звідси його назва "деревний спирт") та лігніну, термічне розкладання солей мурашиної кислоти, синтез метану через метилхлорид з подальшим омиленням, неповне окислення метану та отримання синтез-газу [1]. Спочатку в промисловості було освоєно метод отримання метанолу сухою перегонкою деревини, але згодом цей метод втратив промислове значення. Сучасне виробництво метанолу з монооксиду вуглецю та водню вперше було здійснено німецькою компанією BASF у 1923 році. Процес проводився під тиском 25-35 МПа на цинк-хромовому каталізаторі (ZnO/Cr_2O_3) за температури 320-450 °С. Згодом розповсюдження отримав синтез метанолу, розроблений в Англії, на каталізаторах, що містять мідь, промотованих цинком, хромом та ін., при 200—300 °С і тиску 3,5—5,5 МПа.

Один із сучасних промислових методів одержання метилового спирту — синтез із оксиду вуглецю та водню на мідь-цинковому оксидному каталізаторі за наступних умов:

- температура – 300 - 400 °С,
- тиск – 20 - 30 МПа.

Технологічна схема каталітичного синтезу метилового спирту (метанолу) [1] представлена на рис. 1.4.

Попередньо приготовлена газова суміш (синтез-газ), очищена від пилі та домішок, стискається багатоступеневим компресором 1 до тиску 20-35 МПа (ступінь стиснення газу в кожному ступені компресора дорівнює приблизно два). Переходячи зі одного ступеня стиснення до іншого, стиснений газ охолоджується в проміжних водяних холодильниках 2 до температури, яку він мав на вході на дану ступінь компресора. В результаті охолодження в кожному холодильникові 2 від синтез-газу в водороздільниках 3 відокремлюється сконденсована волога шляхом продувки самим газом (періодично через кожні 30-60 хв. або при досягненні максимального рівня) при відкриванні випускних клапанів в водороздільниках на протязі декількох секунд. Таким способом виконується висушування синтез-газу, так як наявність вологи негативно впливає на роботу компресора.

Після третього ступеня компресора синтез-газ під тиском 2.7 – 3.0 МПа подається до насадного скрубера 4, в якому він відмивається від двоокису вуглецю CO_2 , який під тиском добре розчиняється у воді, що подається на зрошення.

Для зрошення скрубера використовується звичайна вода, яка відбирається з водопровідної мережі відцентровим насосом, з'єднаним еластичними муфтами з одної сторони з електродвигуном, з іншого - з гідравлічною турбіною (так званий агрегат «мотор-насос-турбіна» 9). Насос агрегата створює напір води для зрошення, що перевищує тиск газу в скрубери 4 на 0,2-0,4 МПа. В результаті вода, що покидає нижню частину скрубера, насичується двоокисом вуглецю. Далі вона надходить на лопатки турбіни і приводить їх в обертання; тиск води в турбіні знижується майже до атмосферного і двоокис вуглецю дегазується [2б].

В такий спосіб енергія дроселювання тиску води використовується для обертання валу відцентрового насоса а недостатня потужність компенсується роботою електродвигуна. Це дозволяє суттєво (до 30%) економити витрати електроенергії на подачу води в скрубери 4.

Очищений в скрубери від двоокису вуглецю синтез-газ стискається в четвертій і п'ятій ступенях компресора 1 і під тиском 25 МПа надходить в змішувач 12, де змішується з циркуляційним газом з сепаратора 8, який нагнітається компресором 11. Далі газова суміш остаточно очищується в фільтрі 13, заповненому активованим вугіллям, від домішок пентакарбоніла заліза $Fe(CO)_5$.

Пентакарбоніл заліза [2в] - летюча речовина, що утворюється при взаємодії окису вуглецю з матеріалом апаратури в умовах високих температури і тиску. Пентакарбоніл заліза є найбільш шкідливою домішкою синтез-газу, так як в результаті його розкладання на каталізаторі відкладається дисперсне залізо, яке прискорює побічні реакції утворення метану. Також пентакарбоніл заліза призводить до корозії апаратури.

Очищений від $Fe(CO)_5$ синтез-газ в теплообміннику 5 нагрівається контактними газами, що відходять з колони синтезу 6 до 320 °С, і газова суміш надходить в колону 6 для синтезу.

Реакція утворення метилового спирту екзотермічна (тобто протікає з виділенням тепла), тому для підтримки температури в контактній зоні в діапазоні 400-420 °С в зону реакції для відбору надлишкового тепла вводиться холодний газ.

Контактні гази після синтезу з колони синтезу охолоджуються в теплообміннику 5 до температури 80-100 °С, а потім до 30 °С в холодильнику-конденсаторі 7, де пари метилового спирту конденсуються. Метиловий спирт-сирець відділяється від газів в сепараторі 8, а гази, що не прореагували, циркуляційним компресором 11 нагнітаються в змішувач 12 для підвищення ступеню перетворення.

Метиловий спирт-сирець зливається в збірник 10. На трубопроводі між сепаратором 8 і збірником метанолу 10 встановлений дросельний вентиль 14 для пониження тиску рідкого метанолу до атмосферного. При зниженні тиску метиловий спирт, що поступає до збірника метанолу, відділяється від газів, які були розчинені в ньому під тиском. Далі метиловий спирт-сирець направляється на тонку очистку і ректифікацію [2].

1.1.6 Колона синтезу метилового спирту

Центральним апаратом технологічного процесу отримання метилового спирту є колона синтезу [4], яка виконується з якісної сталі та футерується зсередини міддю для запобігання взаємодії окису вуглецю з залізом та утворення пентакарбонілу заліза $Fe(CO)_5$, який негативно впливає на процес синтезу.

На рис. 1.5 схематично показана колона синтезу з насадкою в вигляді полиць. Діаметр колони 800 мм, висота 12 м, товщина стінок корпусу 90мм. У верхній частині колони розміщується коробка для розміщення каталізатора 1 з полицями для каталізатора 3 та електропідігрівачем 2, в нижній частині знаходиться теплообмінник 4. Потік синтез-газу вводиться зверху і проходить вниз по кільцевому простору між корпусами колони та коробки для каталізатора. Далі газ надходить у

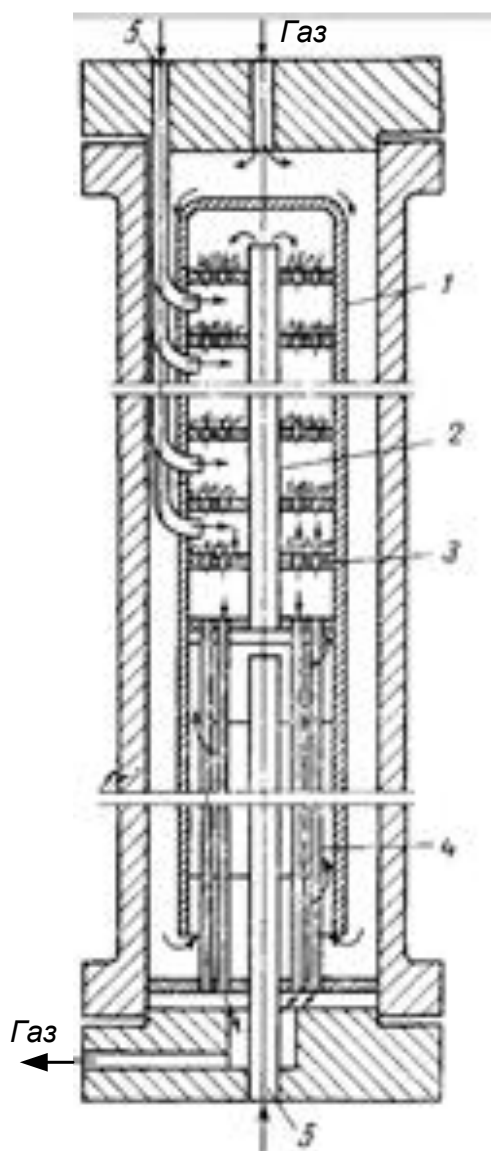


Рис. 1.5 - Колона синтезу метилового спирту:
1 - корпус каталізаторної коробки; 2 - труба електропідігрівача; 3 - полиці з каталізатором;
4 - теплообмінник; 5 - вхід холодного газу

міжтрубний простір теплообмінника 4 та електропідігрівача 2 та нагрівається за рахунок тепла продуктів реакції, які рухаються трубами. У міжтрубному просторі теплообмінника є перегородки, що спрямовують частину газового потоку вперек труб. З теплообмінника 4 нагрітий газ через центральну трубу 2 надходить у реакційний простір, де на каталізаторі утворюється метиловий спирт. Продукти реакції проходять трубами теплообмінника 4, охолоджуючись вхідним свіжим газом, і через бічний відвід у нижній кришці виводяться із колони синтезу.

Для запобігання перегріву каталізатора передбачається подача холодного байпасного газу. Для цього на кожну полицю з каталізатором колони підведені трубки з невеликими отворами, через які холодний газ вводиться безпосередньо в контактну масу. Кількість холодного газу, що надходить, регулюється. У пусковий період колони синтезу обігрівается електронагрівальними елементами, встановленими у верхній частині апарата (у трубі 2).

2 АНАЛІЗ ПАРАМЕТРІВ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ

Ретельний аналіз технологічного процесу виготовлення спирту метилового дозволяє визначити перелік основних параметрів, а аналіз технологічної карти – оперувати номінальними значеннями.

Структурування даних в таблицю допоможе в наочному представленні інформації. Параметри технологічного процесу виробництва спирту метилового наведені в табл. 2.1.

Таблиця 2.1 - Параметри технологічного процесу виробництва метилового спирту

Місце встановлення	Назва параметру	Значення		Відхилення	Функція
		min	max		
1	2	3	4	5	6
Холодильник газу №1	Температура	19 °С	21 °С	5%	Контроль, регулювання, сигналізація
Холодильник газу №2	Температура	19 °С	21 °С	5%	Контроль, регулювання, сигналізація
Холодильник газу №3	Температура	19 °С	21 °С	5%	Контроль, регулювання, сигналізація
Водороздільник №1	Рівень	0,48 м	0,52 м	5%	Контроль, регулювання, сигналізація
Водороздільник №2	Рівень	0,48 м	0,52 м	5%	Контроль, регулювання, сигналізація
Водороздільник №3	Рівень	0,48 м	0,52 м	5%	Контроль, регулювання, сигналізація
Подача газу в скрубєр	Тиск	2,85 МПа	3 МПа	5%	Контроль
Подача води в скрубєр	Тиск	3,05 МПа	3,2 МПа	5%	Контроль
Теплообмінник високого тиску, газ з колони синтезу	Температура	400 °С	420 °С	5%	Контроль

1	2	3	4	5	6
Теплообмінник високого тиску, газ в колону синтезу	Температура	305 °С	320 °С	5%	Контроль
Теплообмінник високого тиску, газ після охолодження	Температура	90 °С	95 °С	5%	Контроль
Колона синтезу	Температура	400 °С	420 °С	5%	Контроль, регулювання, сигналізація
Холодильник-конденсатор	Температура	30 °С	32 °С	5%	Контроль, регулювання, сигналізація
Сепаратор	Рівень	2 м	2,1 м	5%	Контроль
Збірник метанолу	Рівень	1,5 м	1,6 м	5%	Контроль
Змішувач	Витрати	120 м ³ /год	125м ³ /год	5%	Контроль
Збірник метанолу	Витрати	10 м ³ /год	11 м ³ /год	5%	Контроль

3 ВИБІР КАНАЛІВ КОНТРОЛЮ ТА УПРАВЛІННЯ

Після опису та аналізу технологічного процесу виробництва метилового спирту було визначено параметри, які мають значальний вплив на цей процес.

Далі за допомогою технологічних карт було сформовано таблиці з номінальними значеннями величин.

Тепер, базуючись на виконаній роботі, зпроектиємо канали управління та контролю раніше визначених параметрів, а також канали блокування та захисту.

3.1 Канали контролю та управління

3.1.1 Температура в холодильнику газу №1

Як вже зазначалося вище, в холодильнику газу відбувається охолодження газової суміші. З метою підвищення якості цього процесу, обов'язково необхідно регулювати температуру в холодильнику.

З цією метою встановимо датчик температури всередині цієї установки.

Регулювання температури в холодильнику газу відбувається за допомогою відкриття/закриття клапану подачі води.

Контур регулювання температури в холодильнику газу зображено на рисунку 3.1.

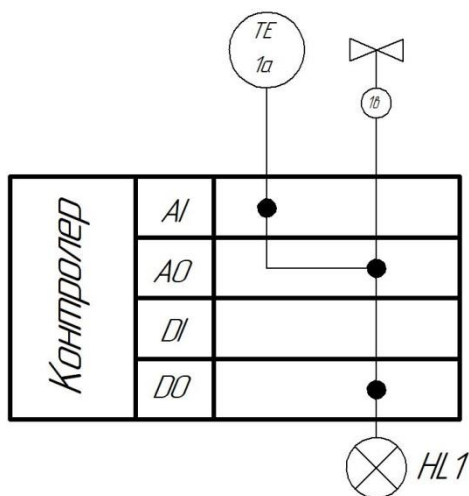


Рисунок 3.1 – Схема регулювання температури в холодильнику газу

3.1.2 Температура в холодильнику газу №2

Як вже зазначалося вище, в холодильнику газу відбувається охолодження газової суміші. З метою підвищення якості цього процесу, обов'язково необхідно регулювати температуру в холодильнику.

З цією метою встановимо датчик температури всередині цієї установки.

Регулювання температури в холодильнику газу відбувається за допомогою відкриття/закриття клапану подачі води.

Контур регулювання температури в холодильнику газу зображено на рисунку 3.2.

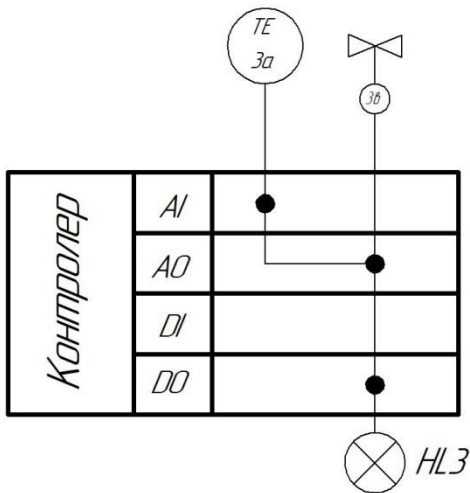


Рисунок 3.2 – Схема регулювання температури в холодильнику газу

3.1.3 Температура в холодильнику газу №3

Як вже зазначалося вище, в холодильнику газу відбувається охолодження газової суміші. З метою підвищення якості цього процесу, обов'язково необхідно регулювати температуру в холодильнику.

З цією метою встановимо датчик температури всередині цієї установки.

Регулювання температури в холодильнику газу відбувається за допомогою відкриття/закриття клапану подачі води.

Контур регулювання температури в холодильнику газу зображено на рисунку 3.3.

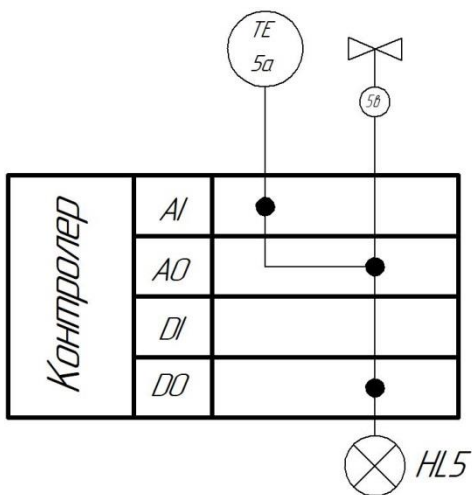


Рисунок 3.3 – Схема регулювання температури в холодильнику газу

3.1.4 Температура суміші газів на виході з колони синтезу

З метою контролю необхідної температури в трубопроводі встановлено датчик температури.

Контур контролю температури суміші газів на виході з колони синтезу зображено на рисунку 3.4.

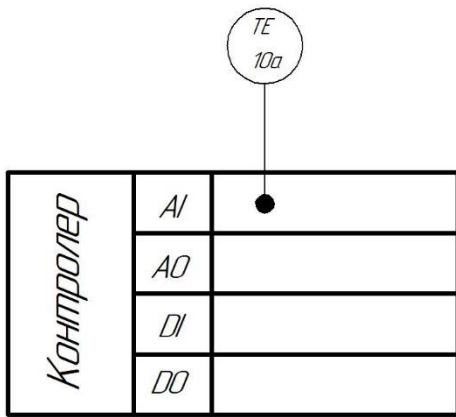


Рисунок 3.4 – Схема контролю температури суміші газів на виході з колони синтезу

3.1.5 Температура суміші газів підігрітих в теплообміннику високого тиску

Є необхідність контролювати температуру суміші газів підігрітих в теплообміннику високого тиску. Для цього всередині трубопроводу встановлено датчик температури.

Контур контролю температури суміші газів підігрітих в теплообміннику високого тиску зображено на рисунку 3.5.

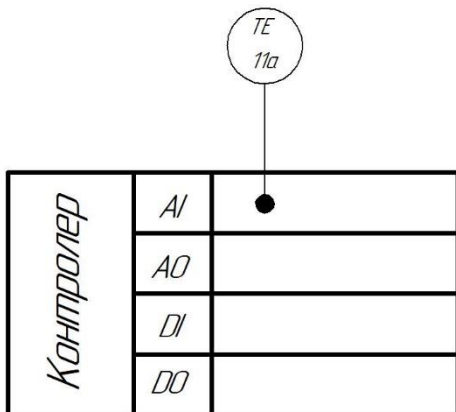


Рисунок 3.5 – Схема контролю температури суміші газів підігрітих в теплообміннику

3.1.6 Температура суміші газів охолоджених в теплообміннику високого тиску

Є необхідність контролювати температуру суміші газів охолоджених в теплообміннику високого тиску. Для цього всередині трубопроводу встановлено датчик температури.

Контур контролю температури суміші газів охолоджених в теплообміннику високого тиску зображено на рисунку 3.6.

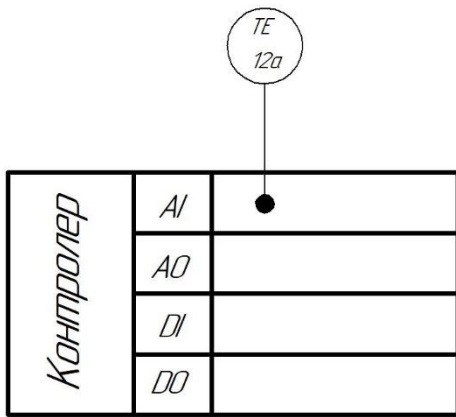


Рисунок 3.6 – Схема контролю температури суміші газів охолоджених в теплообміннику високого тиску

3.1.7 Температура в колоні синтезу

Колона синтезу – це головний етап технологічного процесу виготовлення метилового спирту. Тут він безпосередньо отримується.

Температура в колоні синтезу – фундаментальний параметр. Тому її необхідно обов’язково регулювати. З цією метою всередині колони встановлено датчик температури.

Регулювання відбувається за допомогою відкриття/закриття клапану подачі суміші газів в колону синтезу.

Для початку протікання реакції в колоні встановлений електронагрівач живлення якого вмикається за допомогою магнітного пускача.

Контур регулювання температури в колоні синтезу зображено на рисунку 3.7.

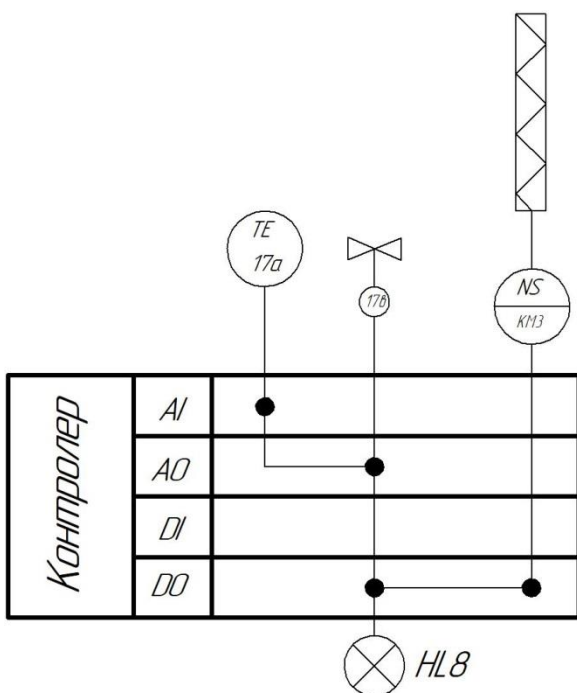


Рисунок 3.7 – Схема регулювання температури в колоні синтезу

3.1.8 Керування циркуляційним компресором

Для того, щоб полегшити умови праці обслуговуючому персоналу та оптимізувати процес виробництва метилового спирту, нами організовано керування циркуляційним компресором.

Передбачено можливість пуску компресора за місцем встановлення та можливість дистанційного керування ним.

Контур керування циркуляційним компресором зображено на рисунку 3.8.

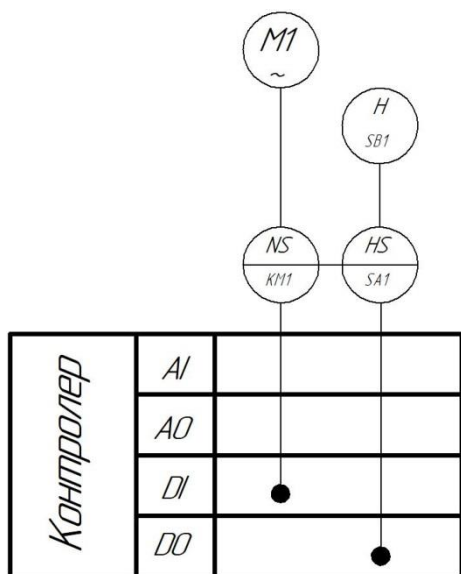


Рисунок 3.8 – Схема керування циркуляційним компресором

3.1.9 Керування насосом перекачки спирту сирцю

Для того, щоб полегшити умови праці обслуговуючому персоналу та оптимізувати процес виробництва метилового спирту, нами організовано керування насосом перекачки спирту сирцю.

Передбачено можливість пуску насоса за місцем встановлення та можливість дистанційного керування ним.

Контур керування насосом перекачки спирту сирцю зображено на рисунку 3.9.

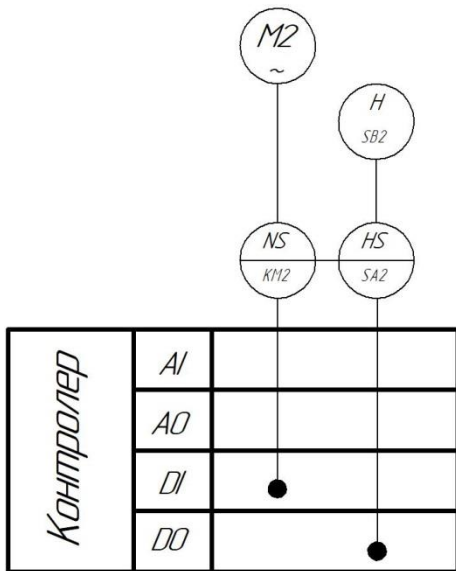


Рисунок 3.9 – Схема керування насосом перекачки спирту сирцю

3.1.10 Температура спирту сирцю на виході з холодильника- конденсатора

Як вже зазначалося вище, в холодильнику-конденсатору відбувається конденсація спирту сирцю. З метою підвищення якості цього процесу, обов'язково необхідно регулювати температуру в холодильнику.

З цією метою встановимо датчик температури всередині цієї установки.

Регулювання температури в холодильнику газу відбувається за допомогою відкриття/закриття клапану подачі води.

Контур регулювання температури в холодильнику-конденсатору зображено на рисунку 3.10.

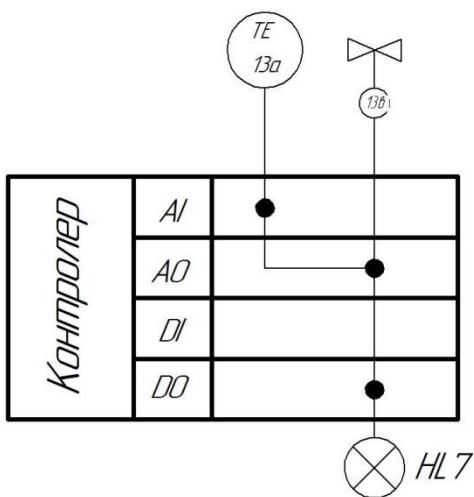


Рисунок 3.10 – Схема регулювання температури в холодильнику-конденсатору

3.1.11 Рівень в водорозділнику №1

З метою підвищення якості процесу відділення вологи від газу, обов'язково необхідно регулювати рівень в водороздільнику №1.

З цією метою встановимо датчик рівня всередині цієї установки.

Регулювання рівня в водороздільнику №1 відбувається за допомогою відкриття/закриття клапану зливу води.

Контур регулювання рівня в водороздільнику №1 зображено на рисунку 3.11.

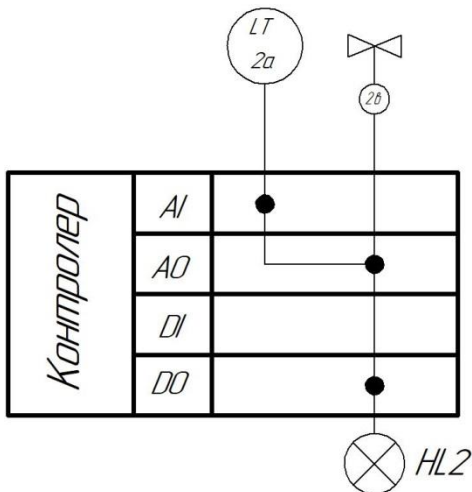


Рисунок 3.11 – Схема регулювання рівня в водороздільнику №1

3.1.12 Рівень в водороздільнику №2

З метою підвищення якості процесу відділення вологи від газу, обов'язково необхідно регулювати рівень в водороздільнику №2.

З цією метою встановимо датчик рівня всередині цієї установки.

Регулювання рівня в водороздільнику №2 відбувається за допомогою відкриття/закриття клапану зливу води.

Контур регулювання рівня в водороздільнику №2 зображено на рисунку 3.12

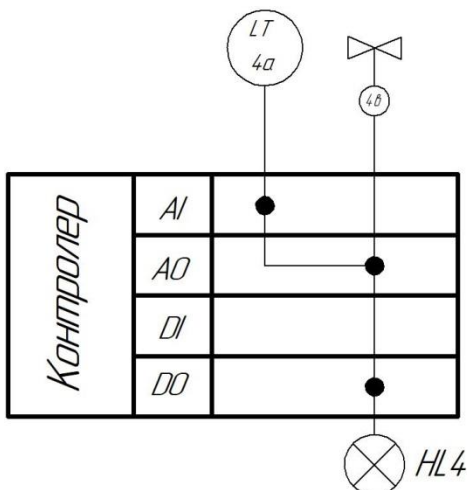


Рисунок 3.12 – Схема регулювання рівня в водороздільнику №2

3.1.13 Рівень в водороздільнику №3

З метою підвищення якості процесу відділення вологи від газу, обов'язково необхідно регулювати рівень в водороздільнику №3.

З цією метою встановимо датчик рівня всередині цієї установки.

Регулювання рівня в водороздільнику №3 відбувається за допомогою відкриття/закриття клапану зливу води.

Контур регулювання рівня в водороздільнику №3 зображено на рисунку 3.13

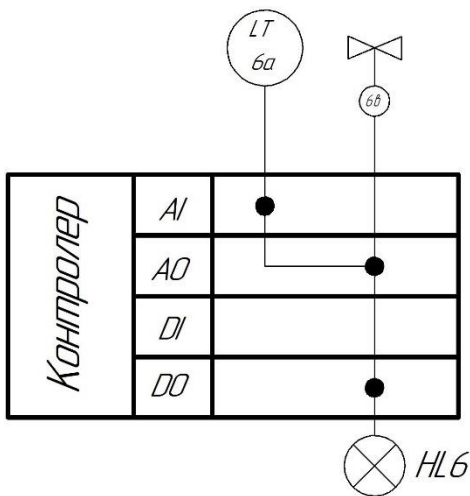


Рисунок 3.13 – Схема регулювання рівня в водороздільнику №3

3.1.14 Тиск газу у скрубєрі

З метою контролю необхідного тиску в трубопроводі встановлено датчик тиску.

Контур контролю тиску суміші газів на вході в скрубєр зображено на рисунку 3.14.

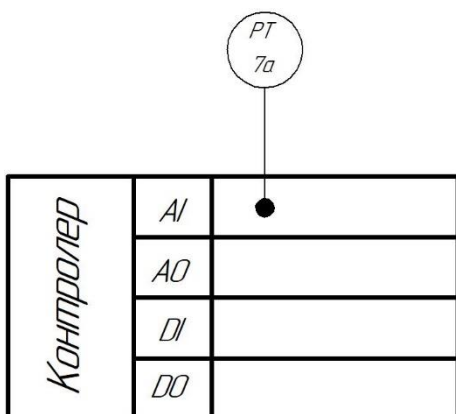


Рисунок 3.14 – Схема контролю тиску суміші газів на вході в скрубєр

3.1.15 Тиск води у скрубєрі

З метою контролю необхідного тиску в трубопровод встановлено датчик тиску.

Контур контролю тиску води на вході в скруббер зображено на рисунку 3.15.

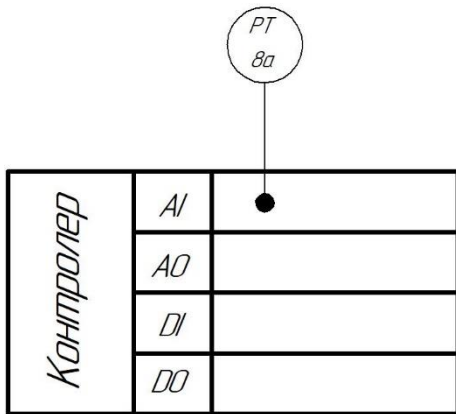


Рисунок 3.15 – Схема контролю тиску води на вході в скруббер

4 ВИБІР ЗАСОБІВ АВТОМАТИЗАЦІЇ

Автоматизація технологічного процесу виготовлення харчового спирту вимагає використання найрізноманітніших технічних засобів, які дозволяють забезпечити ефективну та якісну роботу всіх етапів виробництва.

Особливо застосування сучасних систем автоматичного контролю та управління процесами виробництва, таких як системи моніторингу параметрів технологічного процесу, системи автоматичного регулювання температури, витрати тощо.

Додатково автоматизація потребує використання спеціалізованого програмного забезпечення для збору, обробки та аналізу даних процесу виробництва, що дозволить швидко та точно контролювати весь процес та вчасно реагувати на будь-які зміни у параметрах.

Застосування автоматизації в технологічному процесі виготовлення спирту знижує витрати, скорочує час виробництва, забезпечує тим самим більш ефективну та якісну роботу всіх етапів виробництва.

Додатково автоматизація дозволяє забезпечити більш точний та стабільний контроль над якістю продукту та зменшити ризики непередбачуваних помилок під час процесу виробництва.

4.1 Вибір датчиків

Аналіз функціональної схеми автоматизації та визначальних параметрів технологічного процесу виготовлення метилового спирту говорить про те, що нам знадобляться датчики температури.

4.1.1 Вибір датчиків температури

Ринок технічних засобів автоматизації пропонує широкий спектр первинних перетворювачів температури. Для промисловості добре себе показують термоперетворювачі, термометри опору, пірометричні термометри.

Розглянемо декілька первинних перетворювачів температури.

Термоперетворювач ДТС505Л

Первинний перетворювач ДТС505Л складається з двох провідників різної металеві фольги, з'єднаних в точці зварювання, а також захисного покриття.

Діапазон вимірювання температури від -200°C до $+500^{\circ}\text{C}$. ДТС505Л має високу термоелектричну ємність, що дозволяє досягти високої точності вимірювання температури.

Також ДТС505Л часто використовуватися в умовах змін температури з великою швидкістю. В цілому він є досить надійним та точним датчиком для вимірювання температури в різноманітних умовах.

Однак, як і будь-який інший первинний перетворювач, він потребує використання підходящого зчитувача для коректного вимірювання температури.

Зовнішній вигляд ДТС505Л зображено на рисунку 4.1.



Рисунок 4.1 – Зовнішній вигляд датчика температури ДТС-505Л

Основні технічні характеристики ДТС-505Л:

- Діапазон вимірювання: -50°C до $+200^{\circ}\text{C}$
- Термоелектрична ємність: більше $40 \text{ мкВ}/^{\circ}\text{C}$
- Діаметр провідників: $0,2 \text{ мм}$
- Матеріал провідників: нікель-хром / ніхром – нікель
- Довжина провідників: 1000 мм
- Матеріал захисного покриття: нержавіюча сталь
- Діаметр захисного покриття: 6 мм
- Довжина захисного покриття: 100 мм
- Клас точності: II
- Вихідний сигнал: мілівольти
- Максимальна похибка вимірювання: $\pm 1,5^{\circ}\text{C}$

Термоперетворювач ТСМ101

Принцип роботи термоперетворювача опору заснований на зміні електричного опору матеріалу в залежності від температури навколишнього середовища. Характерним фактором є те, що ця залежність опору від температури є лінійною та має низьку інерційність.

Виконання ТСМ101 дає йому захист від вологи, пилу, бруду та агресивних речовин. Виробник термоперетворювача потурбувався про наявність вібрацій на виробництві та високу вигогідність фізичного впливу.

Чутливим елементом ТСМ101 є 100М. Діапазон температур, які може виміряти термоперетворювач, від -40...+180 °С. Клас точності 0,1.

Таким чином, враховуючи технічні характеристики ТСМ-101-100М, можна дійти висновку, що він цілком підійде для вимірювання температур в агрегатах, які використовуються в технологічному процесі виготовлення етилового спирту .

Зовнішній вигляд термоперетворювача ТСМ-101-100М зображено на рисунку 4.2.

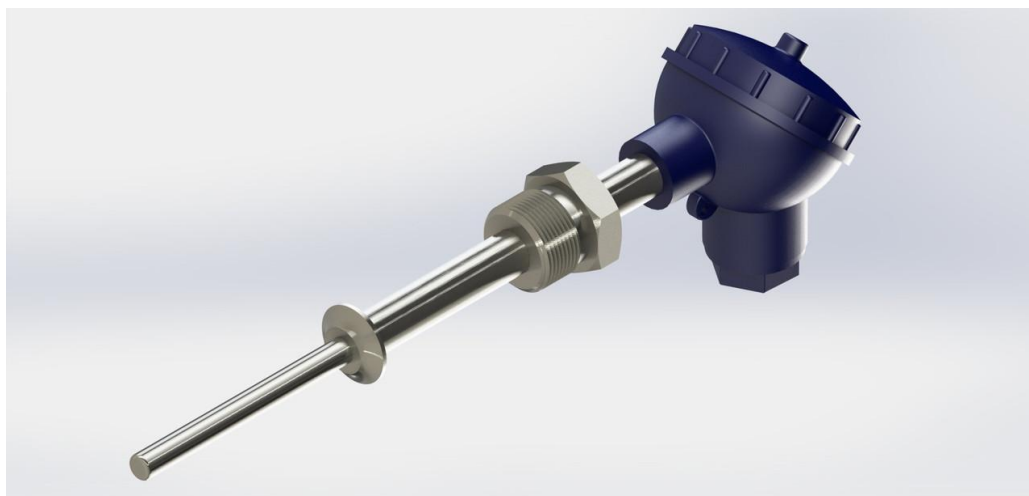


Рисунок 4.2 – Зовнішній вигляд датчика температури ТСМ-101-100М

Порівнюючи ТСМ-101 та ДТС505Л, бачимо, що вони обидва підходять для технологічного процесу виготовлення етилового спирту.

Оскільки технічні характеристик у них схожі, проаналізуємо економічну складову питання. ДТС505Л дешевший за ТСМ101 на 20%. Наша система автоматизації потребує 5 таких первинних перетворювачів. Відштовхуючись від економічного показника, зупинимо свій вибір на ДТС505Л.

4.2 Вибір регулюючих органів та виконавчих механізмів

Процеси, які протікають в об'єкті управління, залежать від значень вхідних параметрів. Вплив на вхідні параметри об'єкта управління відбувається регулюючими органами.

Регулюючі органи, в свою чергу, змінюють своє положення та станза допомогою виконавчих механізмів.

Практика експлуатації регулюючих органів та виконавчих механізмів показує, що їх конструктивне виконання в одному корпусі має важливу перевагу. Таке поєднання робить цей технологічний вузол більш швидкодіючим, надійним та ремонтпригодним.

З метою організації керуючих впливів під час автоматизації процесу виготовлення етилового спирту зупинимо свій вибір на сідельному клапані з електричним приводом Belimo LR24A-SR.

Електричний привод розроблено для керування вентиляційними, опалювальними та кондиціонувальними системами. І він дуже гарно працює з речовинами різних агрегатних станів: рідкими, твердими, газоподібними. Межі середовища мають знаходитися в межах від $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$ до $+120\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Belimo LR24A-SR має наступні технічні характеристики:

- Напруга живлення: 24 В постійного струму (DC)
- Споживана потужність: 2,5 Вт
- Тип підключення: 3-провідна технологія
- Клас захисту корпусу: IP54
- Максимальний крутний момент: 10 Нм
- Час повного оберту: 150 секунд
- Максимальний кут повороту: 95 градусів
- Максимальний тиск на вході: 16 бар
- Діапазон керуючих сигналів напругою від 0 В до 10 В.

Зовнішній вигляд сідельного клапану з електроприводом Belimo LR24A-SR зображено на рисунку 4.3.



Рисунок 4.3 – Зовнішній вигляд сідельного клапану з електроприводом Belimo LR24A-SR

4.3 Вибір контролера

В системі автоматизації програмований логічний контролер виконує низку функціональних завдань:

1. Отримання та перетворення сигналів, які поступають від датчиків, встановлених за місцем;
2. Аналіз отриманих даних, формування відповідних керуючих впливів та передача цих сигналів до виконавчих механізмів;
3. Управління системами оповіщення, захисту та блокування технологічного процесу.

Отже під час вибору програмованого логічного контролеру необхідно враховувати кількість входів/виходів. Ці входи/виходи мають уніфікованими з метою зручного сполучення з датчиками та виконавчими механізмами (як на стадії проектування, так і в процесі подальшої експлуатації системи автоматизації).

ПЛК має бути швидким та надійним. І обов'язково має передбачати ймовірне масштабування системи автоматизації в майбутньому.

В Україні є чимало виробників технічних засобів автоматизації. Серед них окремо слід виділити чернівецьку компанію ТОВ “Електроніка-Інтеліс”.

Вони вже тридцять років забезпечують підприємства України технічними засобами автоматизації, регуляторами, контролерами.

Перш ніж обрати конкретну модель ПЛК, слід сформулювати вимоги до типів та кількості входів/виходів ПЛК, які наведені в таблиці 4.1.

Таблиця 4.1 - Вимоги до входів/виходів контролера.

Види сигналів	Кількість сигналів
Вхідні аналогові сигнали	5
Вхідні дискретні сигнали	5
Вихідні аналогові сигнали	5
Вихідні дискретні сигнали	11

4.3.1 Програмований логічний контролер МІК-51

МІК-51 – програмований логічний контролер на базі мікроконтролера 8051 виробництва компанії Intel. Цей ПЛК забезпечує високу швидкість обробки даних і може бути використаний для автоматизації різноманітних промислових процесів [11].

Він має вбудовану пам'ять програм та даних, а також може бути з'єднаний з різними датчиками та пристроями через інтерфейси RS232, RS485, Ethernet, CAN тощо.

Зовнішній вигляд цього ПЛК зображено на рисунку 4.4.

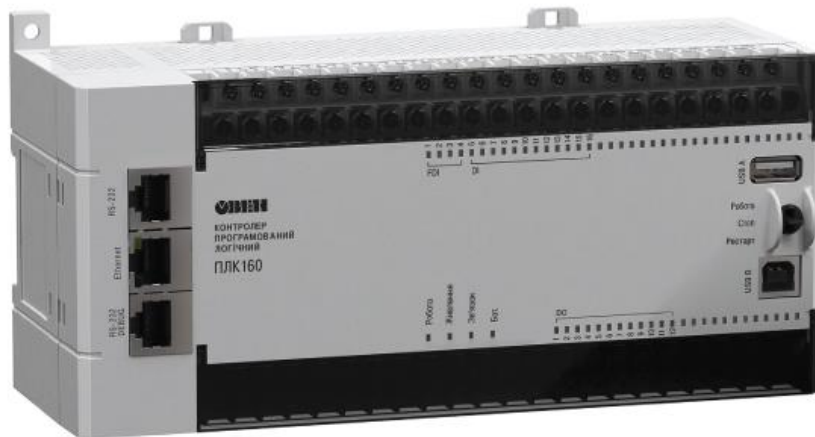


Рисунок 4.4 – Зовнішній вигляд програмованого логічного контролера МІК-51

МІК-51 має наступні технічні характеристики:

- Мікроконтролер: Intel 8051
- Швидкість процесора: до 12 МГц
- Розмір програмної пам'яті: до 64 Кбайт
- Розмір оперативної пам'яті: до 4 Кбайт
- Інтерфейси: RS232, RS485, Ethernet, CAN, USB
- Кількість входів/виходів: до 32
- Живлення: 12-24 В постійного струму (DC)
- Може бути програмований за допомогою мов програмування, таких як C, BASIC або Assembler.

4.3.2 Додаткові модулі розширення контролера

Обравши програмований логічний контролер, порівняємо його технічні характеристики з вимогами щодо необхідної кількості входів/виходів (таблиця 4.1).

Бачимо, що базова комплектація ПЛК має недостатню кількість аналогових входів та виходів. Тому нам знадобляться два додаткові модулі розширення:

- модуль аналогового введення RIO-5N-AIU8
- модуль аналогового виведення RIO-5N-AO4

4.4 Вибір датчиків тиску

В залежності від принципу дії датчики вимірювання тиску поділяються на три великі групи: деформаційної дії, вантажепоршневі та електричні.

Щодо передачі інформаційного сигналу на відстань, деформаційні та грузопоршневі датчики такої опції не мають. Тому розглядатимемо електричні манометри.

Датчик тиску Rosemount 3051

Даний датчик має ємнісний перетворювач, електронну плату для обробки інформації та сенсорне керування. Не дивлячись на це, датчик має клас захисту IP68.

Технічні характеристики Rosemount 3051:

Межі вимірювання тиску $0 \div 1,15$ кПа;

Основна приведена похибка: 0,025 %;

Вихідний сигнал 4 – 20 мА;

Напруга живлення 30 В постійного струму.

Зовнішній вигляд датчику тиску Rosemount 3051 зображено на рисунку 4.5



Рисунок 4.5 – Зовнішній вигляд датчику тиску Rosemount 3051

Датчик тиску ОВЕН ПД100

Даний датчик відноситься до категорії перетворювачів. Він дуже добре пристосований до роботи в системах автоматичного управління та контролю найрізноманітнішого профілю: промисловість, жкг, побутова сфера. Якщо в тому є необхідність, ПД100 виконують у вибухозахищеному корпусі.

Датчик тиску ПД100 працює з такими робочими середовищами як газ та газові суміші, рідина, пара парові суміші. Стійкий до агресивних вимірювальних середовищ.

Технічні характеристики ОВЕН ПД-100:

Вимірює абсолютний, надлишковий, диференціальний тиск.

Діапазон вимірювання тиску $0 \div 0,06$ МПа.

Температура вимірюваної речовини $-40 \div +80$ °С.

Живлення $12 \div 36$ В постійного струму.

Вихідний сигнал уніфікований $4 \div 20$ мА.

Відносна похибка – 0,5%.

Підтримка стандартів HART або RS-485.

Зовнішній вигляд перетворювача тиску ПД-100 зображено на рисунку 4.6.

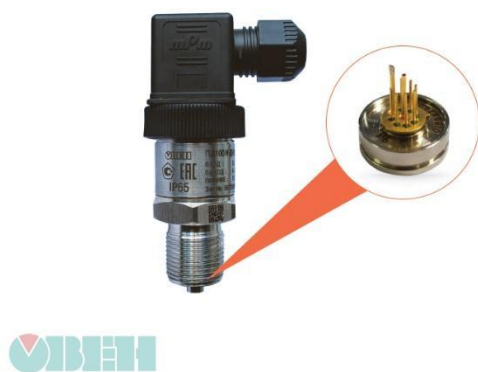


Рисунок 4.6 – Зовнішній вигляд датчика тиску ПД-100

Після порівняння технічних характеристик датчиків Rosemount 3051 та ОВЕН ПД-100, взявши до уваги специфіку виготовлення ацетальдегіду (з точки зору вимог до надійності та точності), економічну складову проектування, оберемо перетворювач тиску ОВЕН ПД-100.

4.5 Вибір датчиків рівня

Перед тим, як перейти до вибору датчика рівня, коротко наведемо класифікацію, які взагалі бувають датчики вимірювання рівня в залежності від принципу роботи:

- буйкові
- гідростатичні
- електромагнітні
- ємнісні

- звукові
- поплавкові

Датчик рівня Liquicap FMI51

Цей датчик відноситься до первинних перетворювачів ємнісного типу дії. Виготовлений в першу чергу для безперервного вимірювання рівня різноманітних рідин.

Технічні характеристики Liquicap FMI51:

- Діапазон вимірювання від 0,1 ÷ 4,0 м.
- Температура вимірюваного середовища -80 ÷ +200 °С.
- Похибка повторюваність 0,1%
- Вихідні сигнали: струмовий 4 ÷ 20 мА.
- Робочий тиск 0 ÷ 1 МПа.

Зовнішній вигляд рівнеміра Liquicap FMI51 зображено на рисунку 4.7.



Рисунок 4.7 – Зовнішній вигляд рівнеміра Liquicap FMI51

Датчик рівня Овен ПДУ-И

Це поплавковий рівнемір рідких середовищ. Однаково якісно працює як в звичайних резервуарах, так і в таких, що знаходяться під тиском.

Датчик відноситься до категорії первинних перетворювачів. Стійкий до агресивних середовищ. Має захищене виконання.

Технічні характеристики ОВЕН ПДУ-И:

- Діапазон вимірювання від $0,25 \div 4,0$ м.
- Температура вимірюваного середовища $-60 \div +125$ °С.
- Похибка повторюваність 0,2%
- Вихідні сигнали: струмовий $4 \div 20$ мА.
- Робочий тиск $0 \div 2$ МПа.
- Живлення $12 \div 36$ В постійного струму.

Зовнішній вигляд рівнеміра ОВЕН ПДУ-И зображено на рисунку 4.8.



Рисунок 4.8 – Зовнішній вигляд рівнеміра ОВЕН ПДУ-И

Порівнюючи два вищевказані датчики рівня (Liquicap FMI51 та ОВЕН ПДУ-И) бачимо, що вони мають дуже схожі сфери використання та характеристики. Проте економічна складова (вітчизняне виробництво, ціна) все ж таки на боці датчика рівня ОВЕН ПДУ-И.

Тому для вимірювання рівня обираємо датчик рівня ОВЕН ПДУ-И.

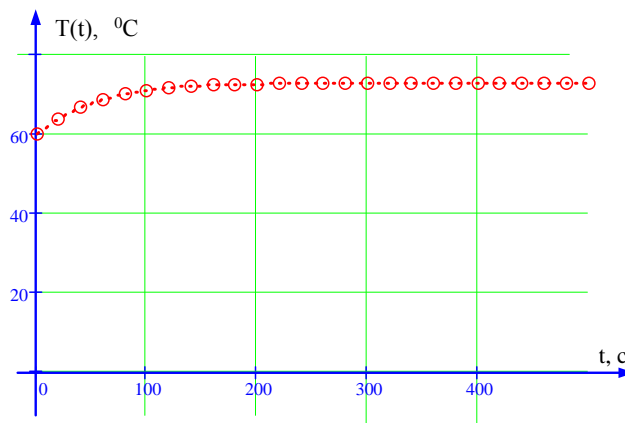
На основі вибраних локальних контурів контролю, регулювання та сигналізації і обраних засобів автоматизації побудована функціональна схема автоматизації технологічного процесу синтезу метилового спирту (див. Додаток А).

5 РОЗРАХУНКОВА ЧАСТИНА

5.1 Завдання на розробку

Розробити систему управління (стабілізації) температурою реакційної суміші на виході теплообмінника-конденсатора (поз. 7 на рис. 1.4) за каналом «температура реакційної суміші – витрата води на охолодження». Вихідні дані до розробки:

- «крива розгону», отримана при зміні витрати води на охолодження на величину $\Delta u = 0.2 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$;



- показники якості перехідного процесу:
 - ✓ статична похибка – відсутня;
 - ✓ добротність – 6;
 - ✓ перерегулювання – не більше 20%;
 - ✓ час регулювання – не більше 20 с.

5.2 Математична модель об'єкта управління

Відповідно до завдання як об'єкт управління розглядається холодильник-конденсатор (поз. 7 на рис. 1.4), що використовується в технологічній схемі виробництва метанолу для конденсації кінцевого продукту. Холодильник-конденсатор конструктивно виготовлений за схемою протиточного теплообмінника типу «труба в трубі» (рис. 5.1), трубами якого подається реакційна суміш з парами метилового спирту на конденсацію, а в міжтрубному просторі – рідина для охолодження (зазвичай вода). Для досягнення необхідної повноти конденсації парів метилового спирту необхідно підтримувати температуру реакційної суміші на виході теплообмінника на рівні $t_{\text{гк}} = 30^{\circ}\text{C}$, що досягається зміною витрати води на охолодження.

Вихідними змінними, що характеризують стан об'єкта управління є температура газової суміші на виході теплообмінника $t_{гк}$ та температура води для охолодження на виході з теплообмінника $t_{хк}$. Вхідна керуюча змінна – витрата холодної води для охолодження G_x . Зовнішніми впливами, що збурюють процес теплообміну, є температура $t_{гп}$ та витрата $G_{гс}$ реакційної суміші на вході в теплообмінник, а також коливання температури холодної води $t_{хп}$.

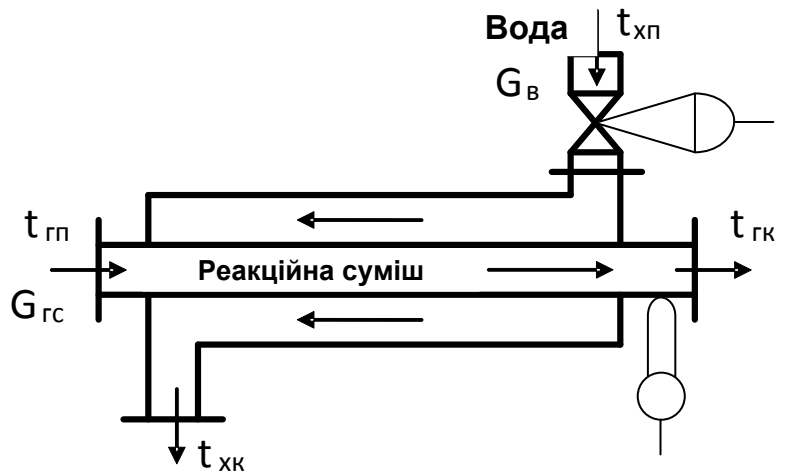


Рис. 5.1 - Технологічна схема протиточного теплообмінника типу „труба в трубі”

Відповідно до наведеної вище класифікації змінних та принципу роботи протиточного теплообмінника надана структурна схема об'єкта управління, представлена на рис. 5.2.

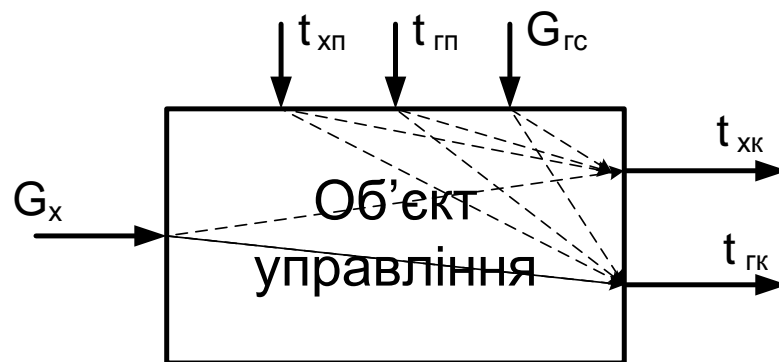


Рис. 5.2 - Структурна схема каналів впливу об'єкта управління

Для цілей складання математичної моделі представим теплообмінник в спрощеному вигляді (див. рис. 5.3). Тут додатково прийняті наступні конструктивні позначення: l - просторова координата (довжина труби); D_b – внутрішній діаметр внутрішньої труби; δ – товщина стінки внутрішньої труби; $D_з$ – внутрішній діаметр зовнішньої труби.

Згідно рис. 5.3 гаряча реакційна суміш з парами метилового спирту, що охолоджується, подається у внутрішню трубу, а вода для охолодження – у зовнішню. Об'єкт управління може бути представленим в вигляді трьох ємностей, що акумулюють тепло: ємність реакційної суміші, що охолоджується у внутрішній трубі, ємність матеріалу стінки внутрішньої труби та ємність води для охолодження в зовнішній трубі. Втратами тепла через зовнішню стінку теплообмінника маючи на увазі незначний перепад температури зовнішнього середовища та води на охолодження а також наявність теплоізоляції нехтуємо.

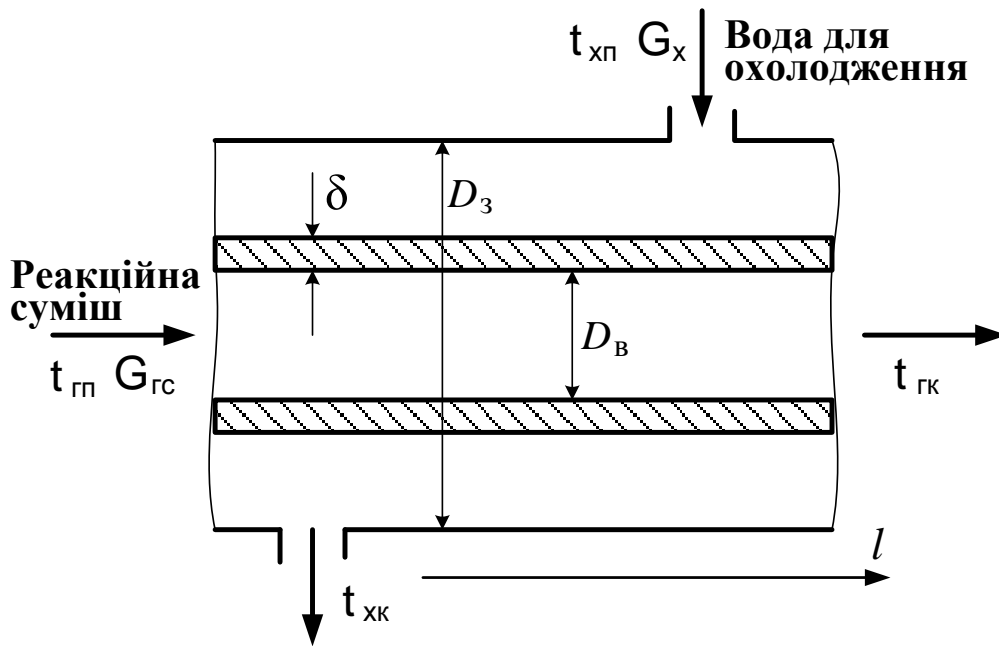


Рис. 5.3 - Спрощена структурна схема теплообмінника „труба в трубі”

Визначимо рівняння динаміки зміни температури реакційної суміші у внутрішній трубці [5]. Для цього розглянемо елемент об'єму рідини у внутрішній трубці $S_B \Delta l$ ($S_B = \pi D_B^2/4$ – площа поперечного перерізу внутрішньої труби, Δl – приріст довжини труби).

Кількість теплоти в елементарному об'ємі $S_B \Delta l$

$$Q_n^p = S_B \Delta l \rho_p c_p \theta_p, \quad (5-1)$$

де ρ_p, c_p, θ_p - густина, питома теплоємність і температура реакційної суміші, що охолоджується.

Оскільки температура реакційної суміші змінюється як у часі, так і по довжині теплообмінника, загальна зміна теплоти, яку містить елементарний об'єм буде відповідати сумарній зміні теплоти як за рахунок приросту часу Δt , так і за рахунок довжини Δl .

Приріст теплоти в елементарному об'ємі $S_B \Delta l$ за час Δt буде дорівнювати

$$\Delta Q_n^p = \frac{\partial \theta_p}{\partial t} S_B \Delta l \rho_p c_p \Delta t. \quad (5-2)$$

Знайдемо потік теплоти в елементарному об'єму $S_B \Delta l$ крізь переріз внутрішньої труби за рахунок приросту координати Δl через рух реакційної суміші

$$Q_l^p = S_B \rho_p c_p \theta_p u_p, \quad (5-3)$$

де u_p – швидкість рух реакційної суміші.

Кількість теплоти через поперечний переріз S_B за проміжок часу Δt визначиться як

$$\Delta Q_l^p = S_B \Delta l \rho_p c_p \theta_p u_p \Delta t. \quad (5-4)$$

Загальний приріст теплоти в елементарному об'ємі теплообмінника таким чином буде

$$\Delta Q_{nl}^p = \frac{\partial \theta_p}{\partial t} S_B \rho_p c_p u_p \Delta l \Delta t. \quad (5-5)$$

Теплота, що передається стінці труби від елементарного об'єму $S_B \Delta l$ за час Δt за рахунок теплообміну становить

$$\Delta Q_{Tn}^p = \alpha_1 x_1 (\theta_{ст} - \theta_p) \Delta l \Delta t, \quad (5-6)$$

де α_1 – коефіцієнт тепловіддачі гарячої реакційної суміші до внутрішньої поверхні труби; $x_1 = \pi D_B$ – довжина внутрішньої окружності внутрішньої труби; $\theta_{ст}$ – температура внутрішньої поверхні стінки; $x_1 \Delta l$ – площа поверхні тепловіддачі.

В результаті з урахуванням (5-2), (5-5) та (5-6) та після скорочення на $\Delta l \Delta t$ рівняння теплового балансу для реакційної суміші матиме вигляд

$$\frac{\partial \theta_p}{\partial t} S_B \rho_p c_p + \frac{\partial \theta_p}{\partial l} S_B \rho_p c_p u_p = \alpha_1 x_1 (\theta_{ст} - \theta_p). \quad (5-7)$$

Розділивши в рівнянні (5-7) ліву і праву частини на $S_B \rho_p c_p$, отримаємо

$$\frac{\partial \theta_p}{\partial t} + u_p \frac{\partial \theta_p}{\partial l} + b_1 \theta_p = b_1 \theta_{ст} \quad (5-8)$$

де $b_1 = \frac{\alpha_1 x_1}{S_B \rho_p c_p}$.

Аналогічно можна отримати рівняння теплового балансу води для охолодження у зовнішній трубі, яке має вигляд

$$\frac{\partial \theta_T}{\partial t} + u_T \frac{\partial \theta_T}{\partial l} + b_2 \theta_T = b_2 \theta_{ст} \quad (5-9)$$

де θ_T – температура води для охолодження; u_T – швидкість потоку води на охолодження; $b_2 = \frac{\alpha_2 x_2}{S_K \rho_T c_T}$ – постійний коефіцієнт; ρ_T, c_T – густина і питома теплоємність води на охолодження;

$S_K = \pi$ – площа перерізу кільця між внутрішньою і зовнішньою трубами; $x_2 = \pi(D_3 + 2\delta)$ – довжина зовнішньої окружності внутрішньої труби; α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від води на охолодження до стінки.

Розглянемо процеси, що відбуваються у стінці внутрішньої труби. Зміна кількості теплоти, яка акумулюється в елементарному об'ємі стінки Δl

$$\Delta Q_n^{ст} = S_{ст} \Delta l \rho_{ст} c_{ст} \frac{\partial \theta_{ст}}{\partial t}, \quad (5-10)$$

де $\rho_{ст}, c_{ст}, \theta_T$ – густина, питома теплоємність і температура стінки; $S_{ст} = \pi \delta [(2D_B + \delta)^2] / 4$ – площа поперечного перерізу стінки внутрішньої труби.

Рівняння теплового балансу для стінки внутрішньої труби

$$S_{ст} \rho_{ст} c_{ст} \frac{\partial \theta_{ст}}{\partial t} = \alpha_2 x_2 (\theta_T - \theta_{ст}) - \alpha_1 x_1 (\theta_{ст} - \theta_T), \quad (5-11)$$

яке після нескладних перетворень прийме вигляд

$$\frac{\partial \theta_{ст}}{\partial t} + (b_3 + b_4) \theta_{ст} = b_3 \theta_T - b_4 \theta_p, \quad (5-12)$$

де $b_3 = \frac{\alpha_2 x_2}{S_{ст} \rho_{ст} c_{ст}}$, $b_4 = \frac{\alpha_1 x_1}{S_{ст} \rho_{ст} c_{ст}}$ – постійні коефіцієнти.

Система рівнянь (5-8), (5-9) і (5-12) описує динаміку теплових процесів теплообмінника "труба в трубі", що, як видно, є об'єктом з розподіленими параметрами. Для розв'язання системи рівнянь необхідно знати початкові і граничні умови.

В результаті математична модель теплових процесів теплообмінника "труба в трубі" набуває наступного вигляду

$$\frac{\partial \theta_p}{\partial t} + u_p \frac{\partial \theta_p}{\partial l} + b_1 \theta_p = b_1 \theta_{ст}, \quad (5-13a)$$

$$\frac{\partial \theta_T}{\partial t} + u_T \frac{\partial \theta_T}{\partial l} + b_2 \theta_T = b_2 \theta_{ст}, \quad (5-13б)$$

$$\frac{\partial \theta_{ст}}{\partial t} + (b_3 + b_4) \theta_{ст} = b_3 \theta_T - b_4 \theta_p, \quad (5-13в)$$

при початкових $\theta_p(0) = \theta_{p0}$; $\theta_T(0) = \theta_{T0}$; $\theta_{ст}(0) = \theta_{ст0}$ та граничних $\theta_p(0) = t_{гп}$; $\theta_T(l) = t_{хп}$ умовах.

5.3 Перехід від математичної моделі об'єкта управління з розподіленими параметрами до моделі з зосередженими параметрами

В тих випадках, коли це не приводить до значних похибок модель з розподіленими параметрами можна замінити моделлю з зосередженими параметрами [5].

Для протічечних теплообмінників типу «труба в трубі», таку заміну можна зробити при дотриманні умови $-\frac{\Delta T_B}{\Delta T_M} < 2$, де ΔT_B , ΔT_M – більша і менша різниці температур теплоносіїв на вході і виході теплообмінника, відповідно. В випадку, що розглядається ця умова може вважатись такою, що виконується.

При виконанні цієї умови можна з достатньою для інженерних розрахунків точністю допустити, що температура по довжині теплообмінника змінюється лінійно. При цьому середня температура теплоносіїв в трубі і в міжтрубному просторі визначається як середня арифметична

$$T_{1ср} = 0,5(T_{гп} + T_{гк}); \quad (5-14a)$$

$$T_{2ср} = 0,5(T_{хп} + T_{хк}). \quad (5-14a)$$

Рушійна сила процесу теплообміну визначається різницею

$$\Delta t = t_{1ср} - t_{2ср}. \quad (5-15)$$

В даному випадку внаслідок лінеаризації нелінійної залежності зміни температур по довжині теплообмінника середніми значеннями величини T_1 , T_2 , $T_{ст}$, ΔT будуть змінюватися тільки в часі (просторова координата виключається), і математична модель може бути записана у вигляді звичайних диференціальних рівнянь. При застосуванні теплообмінників з протитечієм рухом теплоносіїв за такої умови схема потоків наведена на рис. 5.4 з позначеннями: Q_1 і Q_2 –

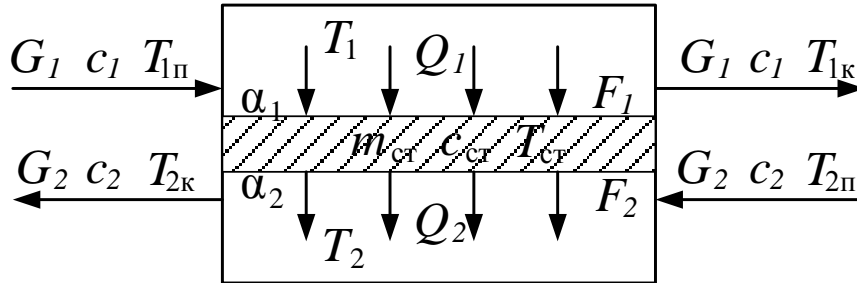


Рис. 5.4 - Схема потоків тепла та речовини теплообмінника „труба в трубі”

кількості теплоти, що передаються через поверхню теплообміну F_1 і F_2 ; α_1 і α_2 – коефіцієнти тепловіддачі зі сторони гарячого та холодного теплоносіїв, відповідно; G_1 і G_2 – масова витрата відповідних потоків; $T_{1п}$, $T_{1к}$ – початкова і кінцева температура гарячого теплоносія; $T_{2п}$, $T_{2к}$ – початкова і кінцева температура холодного теплоносія; c_1 , c_2 – питома теплоємність теплоносіїв; $m_{ст}$, $c_{ст}$, $T_{ст}$ – маса, теплоємність і температура стінки.

Тепловий баланс для гарячого потоку теплоносія

$$\frac{dQ_1}{dt} = Q_{1п} - Q_{1р} - Q_{гх}, \quad (5-16)$$

де $\frac{dQ_1}{dt}$ – швидкість накопичення (зменшення) ентальпії гарячого теплоносія в внутрішньому об’ємі труб за рахунок порушення балансу між надходженням та витрачанням тепла визначається як

$$\frac{dQ_1}{dt} = V_1 c_1 \rho_1 \frac{d(0.5(T_{1п} + T_{1к}))}{dt} = V_1 c_1 \rho_1 \frac{dT_{1к}}{dt}, \quad (5-17)$$

$Q_{1п}$ – надходження тепла у внутрішній об’єм труб з гарячим теплоносієм

$$Q_{1п} = G_1 c_1 \rho_1 T_{1п}; \quad (5-18)$$

$Q_{1р}$ – витрата тепла з внутрішнього об’єму труб з гарячим теплоносієм

$$Q_{1р} = G_1 c_1 \rho_1 T_{1к}; \quad (5-19)$$

$Q_{гх}$ – передача тепла від гарячого теплоносія до внутрішньої поверхні труб

$$Q_{гх} = \alpha_1 F_1 (0.5(T_{1п} + T_{1к}) - T_{ст}). \quad (5-20)$$

Після підстановки (5-17) – (5-20) в (5-16)

$$V_1 c_1 \rho_1 \frac{dT_{1к}}{dt} = G_1 c_1 \rho_1 (T_{1п} - T_{1к}) - \alpha_1 F_1 (0.5(T_{1п} + T_{1к}) - T_{ст}) \quad (5-21)$$

при початкових умовах $T_{1к}(0) = T_{1к0}$.

Аналогічні міркування щодо зовнішнього об'єму води на охолодження (в міжтрубний простір) приводять до рівняння теплового балансу відносно температури $T_{2к}$

$$V_2 c_2 \rho_2 \frac{dT_{2к}}{dt} = G_2 c_2 \rho_2 (T_{2п} - T_{2к}) - \alpha_2 F_2 (T_{ст} - 0.5(T_{2п} + T_{2к})) \quad (5-22)$$

при початкових умовах $T_{2к}(0) = T_{2к0}$.

Зміна температури стінки труби $T_{ст}$ визначається різницею між тепловим потоком від гарячого теплоносія до матеріалу стінки і тепловим потоком від стінки до холодного теплоносія і може бути представлена диференціальним рівнянням

$$mc_1 \frac{dT_{ст}}{dt} = \alpha_1 F_1 (0.5(T_{1п} + T_{1к}) - T_{ст}) - \alpha_2 F_2 (T_{ст} - 0.5(T_{2п} + T_{2к})) \quad (5-23)$$

при початкових умовах $T_{ст}(0) = T_{ст0}$.

Таким чином математичну модель об'єкта управління (теплообмінника-конденсатора) являє собою систему трьох диференціальних рівнянь першого порядку з одним входом (витрата води на охолодження G_2) та трьома виходами – температура реакційної суміші на виході конденсатора $T_{1к}$, температура відповідної води на охолодження $T_{2к}$ та температура стінки труб - $T_{ст}$

$$V_1 c_1 \rho_1 \frac{dT_{1к}}{dt} = G_1 c_1 \rho_1 (T_{1п} - T_{1к}) - \alpha_1 F_1 (0.5(T_{1п} + T_{1к}) - T_{ст}) \quad (5-24a)$$

$$V_2 c_2 \rho_2 \frac{dT_{2к}}{dt} = G_2 c_2 \rho_2 (T_{2п} - T_{2к}) - \alpha_2 F_2 (T_{ст} - 0.5(T_{2п} + T_{2к})) \quad (5-24б)$$

$$mc_1 \frac{dT_{ст}}{dt} = \alpha_1 F_1 (0.5(T_{1п} + T_{1к}) - T_{ст}) - \alpha_2 F_2 (T_{ст} - 0.5(T_{2п} + T_{2к})) \quad (5-24в)$$

при початкових умовах $T_{1к}(0) = T_{1к0}$, $T_{2к}(0) = T_{2к0}$ та $T_{ст}(0) = T_{ст0}$.

Наявність добутку вхідної змінної управління G_2 та вихідної змінної $T_{2к}$ в рівняння (5-24б) вказує на те, що математична модель має слабкі нелінійні властивості.

5.4 Перевірка принципової вірності математичної моделі

Для визначення принципової працездатності і вірності математичної моделі (5-24a) - (5-24в) знайдемо розв'язок математичної моделі статичного режиму при модельних значеннях вхідних змінних та параметрів моделі, отриманих з літературних джерел та довідників [9].

Математичну модель статички можна просто отримати з моделі динаміки (5-24a) - (5-24в) шляхом прирівнювання в її рівняннях всіх похідних за часом до нуля. В результаті отримаємо систему нелінійних рівнянь

$$G_1 c_1 \rho_1 (T_{1п} - T_{1к}) - \alpha_1 F_1 (0.5(T_{1п} + T_{1к}) - T_{ст}) = 0; \quad (5-25a)$$

$$G_2 c_2 \rho_2 (T_{2п} - T_{2к}) - \alpha_2 F_2 (T_{ст} - 0.5(T_{2п} + T_{2к})) = 0; \quad (5-25б)$$

$$\alpha_1 F_1 (0.5(T_{1п} + T_{1к}) - T_{ст}) - \alpha_2 F_2 (T_{ст} - 0.5(T_{2п} + T_{2к})) = 0. \quad (5-25в)$$

При розрахункові були взяті наступні значення:

- вхідні змінні $G_1 = 45 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$; $G_2 = 0,2 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$; $T_{1\text{п}} = 100 \text{ }^\circ\text{C}$; $T_{2\text{п}} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$;
- параметри моделі $c_1 = 1,8 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}\cdot\text{К}}$; $\rho_1 = 1,5 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$; $\alpha_1 = 13,2 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2\cdot\text{К}}$; $F_1=20\text{м}^2$; $c_2 = 4,1 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}\cdot\text{К}}$; $\rho_2 = 1000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$; $\alpha_2 = 4200 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2\cdot\text{К}}$; $F_2=21\text{м}^2$.

Розв'язання системи (5-25a) - (5-25в) відносно невідомих вихідних змінних $T_{1\text{к}}$, $T_{2\text{к}}$ та $T_{\text{ст}}$ було виконано з використання математичного пакета *MathCad*. В результаті отримано наступні значення вихідних змінних:

- температура реакційної суміші на виході конденсатора $T_{1\text{к}} = 30,6 \text{ }^\circ\text{C}$;
- температура відпрацьованої води для охолодження на виході $T_{2\text{к}} = 46,2 \text{ }^\circ\text{C}$;
- температура стінок труб теплообмінника $T_{\text{ст}} = 33.3 \text{ }^\circ\text{C}$.

Отримані значення відповідають регламентним значенням і фізичному смислу розглянутих процесів, що дозволяє обґрунтовано вважати, що отримана математична модель є структурно вірною.

5.5 Лінеаризація математичної моделі об'єкта управління

Отримання лінеаризованої моделі з повної математичної моделі об'єкта зазвичай зводиться до наступних етапів:

1. Формалізація нелінійної математичної моделі в просторі станів, тобто фактично її створення або розробка.
2. Завдання траєкторії або стаціонарної робочої точки, відносно до якої повинна проводитися лінеаризація.
3. Введення змінних відхилення та лінеаризація нелінійної моделі.

Безпосередньо лінеаризація зводиться до наступних кроків:

- a) розкладання правих частин рівняння в ряду Тейлора, в якому нехтують членами другого порядку та вище,
- b) введення змінних відхилень,
- c) віднімання номінального рішення, щодо якого проводиться лінеаризація, щоб осталися лише члени рішення, що характеризують режим динаміки об'єкта.

Разом з тим сумісне використання математичного пакета MATLAB з додатком SIMULINK надає зручні програмні можливості для аналізу властивостей динамічних систему. Зокрема команда *linmod* дозволяє досить просто та легко лінеаризувати нелінійну модель в околиці положення рівноваги і визначити матриці лінеаризованої моделі вхід-стан-вихід (тобто отримати математичний опис в просторі станів). Для цього, використовуючи додаток SIMULINK, формується імітаційна модель досліджуваної системи (об'єкту). Попередньо на схемі відмічають

входи та виході, використовуючи блоки **In** та **Out**. Далі, після запуску процесу моделювання, набираючи в командному рядку MATLAB команду *linmod* з вказання імені файлу моделі, отримують лінеаризовану математичну модель в просторі станів.

Відповідно до математичного опису об'єкта управління (5-24a) - (5-24в) складаємо імітаційну SIMULINK-модель. Для цього в рівняннях (5-24a) - (5-24в) виразимо явно перші похідні та спростимо вирази, виконавши нескладні перетворення та заміни. В результаті отримаємо

$$\frac{dT_{1K}}{dt} = -a_{11}T_{1K} + a_{13}T_{CT} + c_1; \quad (5-26a)$$

$$\frac{dT_{2K}}{dt} = -a_{22}T_{2K} + a_{23}T_{CT} - c_2 + G_2 \frac{1}{V_2} T_{2П} - \frac{1}{V_2} G_2 T_{2K}; \quad (5-26б)$$

$$\frac{dT_{CT}}{dt} = a_{31}T_{1K} + a_{32}T_{2K} - a_{33}T_{CT} + c_3. \quad (5-26в)$$

Тут $a_{11} = (\frac{G_1}{V_1} + \frac{0.5\alpha_1 F_1}{V_1 c_1 \rho_1})$; $a_{13} = \frac{\alpha_1 F_1}{V_1 c_1 \rho_1}$; $c_1 = (\frac{G_1}{V_1} - \frac{0.5\alpha_1 F_1}{V_1 c_1 \rho_1})T_{1П}$; $a_{22} = \frac{0.5\alpha_2 F_2}{V_2 c_2 \rho_2}$; $a_{23} = \frac{\alpha_2 F_2}{V_2 c_2 \rho_2}$; $c_2 = \frac{0.5\alpha_2 F_2}{V_2 c_2 \rho_2} T_{2П}$; $a_{31} = \frac{0.5\alpha_1 F_1}{m c_1}$; $a_{32} = \frac{0.5\alpha_2 F_2}{m c_1}$; $a_{33} = \frac{\alpha_1 F_1}{m c_1} + \frac{\alpha_2 F_2}{m c_1}$; $c_3 = \frac{0.5\alpha_2 F_2}{m c_1} T_{2П} + \frac{0.5\alpha_1 F_1}{m c_1} T_{1П}$.

Структурна схема SIMULINK-моделі надана на рис. 5.5.

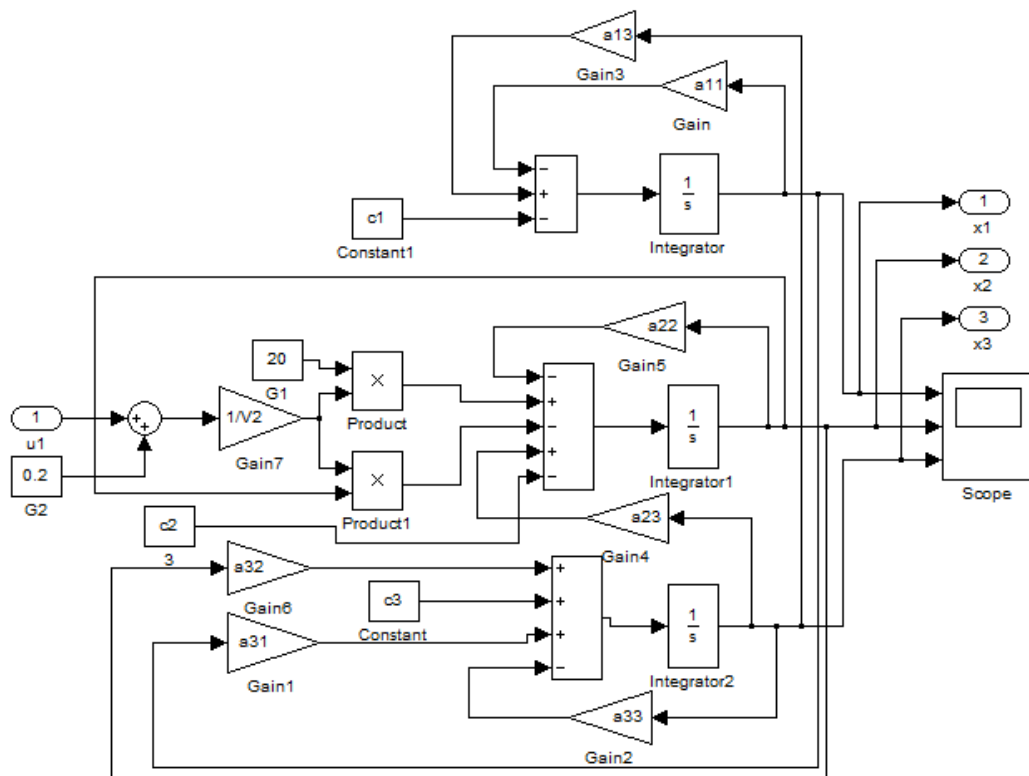


Рис. 5.5 - Структурна схема імітаційної моделі об'єкта управління

Після запуску процесу моделювання виконуємо команду MATLAB

```
>> [A B C D]=linmod('Model_teploobm'),
```

в результаті чого формуються матриці A B C D математичної моделі в просторі станів

$$A = \begin{bmatrix} -a_{11} & 0 & a_{13} \\ 0 & -a_{22} & a_{23} \\ a_{31} & a_{32} & -a_{33} \end{bmatrix}; B = \begin{bmatrix} 0 \\ b_2 \\ 0 \end{bmatrix}; C = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}; D = [0]. \quad (5-27)$$

Для отримання передаточної функції об'єкта управління по каналу «витрата води на охолодження $G_2(u_2)$ – температура реакційних газів на виході конденсатора $T_{1к}(x_1)$ » скористаємось послідовністю команд MATLAB

```
>> sys_ss=ss(A,B,C,D) % формування машинного образу моделі в просторі станів
>> sys_tf=tf(sys_ss); % перетворення моделі із простору станів в передаточні функції
>> sys_tf(1) % візуалізація передаточної функції по необхідному каналу
```

Таким чином передаточна функція об'єкта управління по каналу «витрата води на охолодження $G_2(u_2)$ – температура реакційних газів на виході конденсатора $T_{1к}(x_1)$ » має структуру аперіодичної ланки третього порядку в вигляді

$$W_{06}(s) = \frac{b_0}{a_0s^3 + a_1s^2 + a_2s + 1}, \quad (5-28)$$

де $b_0 = K_{06}$ – коефіцієнт підсилення; a_0, a_1, a_2 – параметри передаточної функції, які необхідно ідентифікувати.

5.6 Ідентифікація параметрів математичної моделі об'єкта управління

Для ідентифікації параметрів математичної моделі об'єкта використаємо маловідомий метод, базований на дійсному перетворення Лапласа[10].

5.6.1 Дійсне перетворення Лапласа

Одна з класифікацій математичних описів виділяє три основні групи:

1. методи перетворення Лапласа (область комплексної змінної), базовані на відображенні моделей у вигляді сукупності нулів та полюсів на всю комплексну площину. Це класичний підхід, що використовується при описі, аналізі та синтезі систем управління.
2. методи перетворень Фур'є (частотна область), які використовують проекцію комплексної площини на уявну вісь та відомі під назвою «частотні методи».
3. методи, що використовують проекцію комплексної площини на дійсну додатну піввісь.

Третя група найменш відома, тому наведемо основні відомості про неї. Формула прямого перетворення Лапласа

$$F(s) = \int_0^{\infty} f(t)e^{-st} dt, \quad s = \delta + j\omega, \quad (5.6-1)$$

де $F(s)$ - зображення функції-оригіналу $f(t)$; $s = \delta + j\omega$ - комплексна змінна. Головне з позиції математичного опису: функції $F(s)$ є зображеннями і тому їх використання є більш бажаним у порівнянні з функціями часу $f(t)$. Прикладами, що підтверджують цю тезу, є простота операцій інтегрування та диференціювання в області зображень.

Для отримання моделей, що дозволяють використовувати переваги використання області зображень, привертають увагу перш за все перетворення Лапласа і Фур'є. Моделі як функцій $F(s)$ і $F(j\omega)$, попри наявні переваги, в той же час виявляються мало ефективними при обчислювальних операціях. Джерелом труднощів у цих випадках є уявна складова комплексної змінної $s = \delta + j\omega$.

Розглянемо можливості усунення джерела зазначених труднощів. Виділимо в (5.5-1) два окремі випадки:

а) $\delta = 0$, коли комплексна змінна s перетворюється на чисто уявну змінну $s = j\omega$, а формула (5.6-1) набуває вигляду

$$F(j\omega) = \int_0^{\infty} f(t)e^{-j\omega t} dt; \quad (5.6-2)$$

б) $\omega = 0$, при цьому комплексна змінна s вироджується в дійсну змінну $s = \delta$, і вихідна формула (5.6-1) набуває вигляду

$$F(\delta) = \int_0^{\infty} f(t)e^{-\delta t} dt. \quad (5.6-3)$$

Другий окремий випадок (5.6-3), що призводить до формули отримання дійсного зображення, не настільки широко відомий, але має привабливі та принципово нові можливості, головні з яких з позицій ідентифікації математичного опису такі:

- ✓ функції $F(\delta)$ є також зображеннями і тому їх використання, як і зображень Лапласа, має великі переваги в порівнянні з функціями часу $f(t)$;
- ✓ змінна δ в (5.6-3) не містить уявної складової, а тому функція $F(\delta)$ має графічну інтерпретацію і допускає використання чисельних методів розрахунку.

5.6.2 Отримання дійсних зображень та дійсних передаточних функцій

Для отримання дійсних функцій зображень $F(\delta)$ за функціями часу $f(t)$ можна використовувати формулу прямого δ -перетворення (5.6-3). Це очевидний, але не єдиний шлях розв'язання задачі. Крім того, він не завжди простий в математичному відношенні, і в ряді випадків ним важко або неможливо скористатися, так як операція інтегрування в (5.6-3) за наявності особливостей функції може виявитися надмірно трудомісткою. Крім того, у практичних задачах аналітичне представлення функції $f(t)$ може бути невідомим, наприклад, у разі використання результатів експерименту, коли $f(t)$ виявляється заданою таблицею або графіком.

Часто ефективність математичних моделей визначається тим, наскільки просто їх можна отримувати і наскільки просто здійснюється перехід від однієї форми опису до іншої. З цих причин прямий шлях знаходження дійсних зображень не цікавий.

Разом з тим є простий спосіб отримання дійсних зображень, оснований на формальній заміні комплексної змінної s на дійсну δ у формулі перетворення Лапласа (5.6-1). Тобто, дійсне зображення $F(\delta)$ можна отримати із зображення $F(s)$ шляхом заміни змінних: $s \rightarrow \delta$. Цей шлях

особливо цінний, оскільки дозволяє скористатися всім наявним багатством оригіналів та їх зображень за Лапласом.

Обидва розглянуті способи (прямий і формальної заміни) отримання дійсних зображень поширюються на задачі визначення зображень сигналів і передаточних функцій систем. В останньому випадку функція часу $f(t)$ повинна мати смисл імпульсної перехідної характеристики $w(t)$. Тоді з (5.6-3) отримаємо дійсну передаточну функцію

$$W(\delta) = \int_0^{\infty} w(t)e^{-\delta t} dt. \quad (5.6-4)$$

Функція $W(\delta)$ може бути отримана іншим шляхом на основі визначення передаточної функції як відношення дійсного зображення вихідного сигналу $Y(\delta)$ до дійсного зображення вхідного сигналу $X(\delta)$ (за початкових нульових умов)

$$W(\delta) = \frac{Y(\delta)}{X(\delta)} = \int_0^{\infty} y(t)e^{-\delta t} dt \Big/ \int_0^{\infty} x(t)e^{-\delta t} dt. \quad (5.6-5)$$

При цьому співвідношення «вхід-вихід» системи набуває вигляду $Y(\delta) = W(\delta)X(\delta)$.

Для систем із зосередженими параметрами дійсні передаточні функції мають дробово-раціональним вигляд

$$W(\delta) = \frac{b_m \delta^m + b_{m-1} \delta^{m-1} + \dots + b_1 \delta + b_0}{a_n \delta^n + a_{n-1} \delta^{n-1} + \dots + a_1 \delta + a_0}. \quad (5.6-6)$$

5.6.3 Методика використання дійсного інтерполяційного методу

Отримання та застосування дійсних функцій-зображень як математичних описів систем управління створює сприятливі передумови для вирішення задач, реалізація яких в умовах широкого застосування цифрової обчислювальної техніки може бути здійснено не тільки у формі аналітичних рішень, але і у вигляді чисельних процедур. Це призводить до необхідності представлення моделей систем не лише у вигляді аналітичних функцій, а й у формі числових послідовностей, що однозначно пов'язані з їх безперервними аналогами.

Для отримання чисельних моделей та формування взаємно однозначного зв'язку з вихідними безперервними функціями скористаємося дискретизацією дійсних функцій-зображень та інтерполяційним методом. Для дійсної функції $F(\delta)$ задаємо вузли $\delta_i, i=1,2,\dots$ і знайдемо значення $F(\delta_i), i=1, \dots, \eta, \eta = m+n+1$. Безліч значень

$$\{F(\delta_i)\}_{\eta} = \{F(\delta_1), F(\delta_2), \dots, F(\delta_{\eta})\} \quad (5.6-7)$$

називають числовою характеристикою функції $F(\delta)$, а число η її елементів - розмірністю.

Вибір вузлів інтерполяції δ_i є першим етапом при переході до дискретної форми і істотно впливає на обчислювальні особливості та точність рішення задачі. Нині немає алгоритмів отримання оптимального розподілу вузлів. Тому використовують найпростіший

варіант - рівномірний розподіл. Досвід показує, що інтервал $[\delta_1, \delta_\eta]$ повинен охоплювати сферу істотних змін значень графічного відображення функції $F(\delta)$.

Визначення інтервалу розташування вузлів полягає у виборі значень першого δ_1 та останнього δ_η вузлів інтервалу. Існує два способи визначення вузлів. Перший і найпростіший спосіб спрямований отримання вузла δ_η . Рекомендується вибирати його з умови обмеження зверху інтервалом суттєвих значень функції $F(\delta)$, тобто

$$F(\delta_\eta) = (0.1 \div 0.2)F(0). \quad (5.6-8)$$

У тих випадках, коли ступеня поліномів чисельника m і знаменника n функції (5.6-6) рівні, для обчислення величини δ_η доводиться розглядати загальне рівняння

$$F(\delta_\eta) = (0.1 \div 0.2)[F(0) - F(\infty)] + F(\infty). \quad (5.6-9)$$

Вузли всередині інтервалу $[\delta_1, \delta_\eta]$ у найпростішому випадку можна визначити на основі рівномірної сітки вузлів за формулою

$$\delta_i = \delta_1 + \frac{\delta_\eta - \delta_1}{\eta - 1}(i - 1), i = \overline{2, \eta}. \quad (5.6-10)$$

На практиці зручно приймати як перший вузол значення $\delta_1 = 0$. Можна переконатися, що цей вузол відповідає статичному режиму і забезпечує максимально високу обчислювальну точність опису, а розрахункова формула (5.6-10) спрощується.

Другий спосіб визначення вузлів використовує обмеження інтервалу знизу.

Моделі об'єктів у формі числових характеристик (5.6-7) орієнтовані на чисельні технології досліджень систем. Наприклад, рівняння «вхід-вихід» системи, записане для дійсної області

$$Y(\delta) = W(\delta)X(\delta) \quad (5.6-11)$$

можна надати як співвідношення між числовими характеристиками $\{X(\delta_i)\}_\eta$, $\{Y(\delta_i)\}_\eta$, $\{W(\delta_i)\}_\eta$, відповідно вхідного $x(t)$ і вихідного $y(t)$ сигналів та його передаточної функції

$$\{Y(\delta_i)\}_\eta = \{W(\delta_i)\}_\eta \times \{X(\delta_i)\}_\eta. \quad (5.6-12)$$

Особливість останнього рівняння не тільки у тому, що тут використані числові моделі системи та сигналів, а й у малій кількості операцій при обчисленнях. Їх всього $\eta = m + n + 1$, що набагато менше чим при використанні аналітичних співвідношення (5.6-11).

Математична модель у вигляді числових характеристик повинна мати однозначний зв'язок із дійсною передаточною функцією. Такий зв'язок вводиться за допомогою системи η лінійних алгебраїчних рівнянь виду

$$F(\delta_i) = \frac{b_m \delta_i^m + b_{m-1} \delta_i^{m-1} + \dots + b_1 \delta_i + b_0}{a_n \delta_i^n + a_{n-1} \delta_i^{n-1} + \dots + a_1 \delta_i + 1}, \quad i = \overline{1, \eta}, \quad (5.6-13)$$

для розв'язання якої використовують канонічну форму

$$\begin{cases} b_m \delta_1^m + b_{m-1} \delta_1^{m-1} + \dots + b_0 - a_n \delta_1^n F(\delta_1) - a_{n-1} \delta_1^{n-1} F(\delta_1) - \dots - a_1 \delta_1 F(\delta_1) = F(\delta_1) \\ b_m \delta_2^m + b_{m-1} \delta_2^{m-1} + \dots + b_0 - a_n \delta_2^n F(\delta_2) - a_{n-1} \delta_2^{n-1} F(\delta_2) - \dots - a_1 \delta_2 F(\delta_2) = F(\delta_2) \\ \dots \\ b_m \delta_\eta^m + b_{m-1} \delta_\eta^{m-1} + \dots + b_0 - a_n \delta_\eta^n F(\delta_\eta) - a_{n-1} \delta_\eta^{n-1} F(\delta_\eta) - \dots - a_1 \delta_\eta F(\delta_\eta) = F(\delta_\eta) \end{cases} \quad (5.6-14)$$

5.6.4 Використання дійсного інтерполяційного методу для ідентифікації передаточної функції за часовими характеристиками

Розглянемо методику та особливості рішення характерної для активних методів ідентифікації задачі: отримання передаточної функції об'єкта, використовуючи дійсний інтерполяційний метод за перехідною характеристикою («кривою розгону»).

Нехай експериментально отримана перехідна характеристика та обрана структура передаточної функції, для якої необхідно знайти рішення: це дробово-раціональна функція (5.6-13) з відомими значеннями степенів m і n поліномів чисельника та знаменника. Задача полягає у визначенні коефіцієнтів цієї функції, кількість яких $m+n+1$. Цю кількість параметрів можна зменшити на одиницю за рахунок виключення коефіцієнта b_0 , тому що він, по суті, є коефіцієнтом підсилення досліджуваної системи і його значення легко знаходиться безпосередньо за перехідною характеристикою $h(t)$. Дійсно, на підставі теореми про граничне значення функції-зображення можна отримати як усталене значення перехідної характеристики.

Зв'язок між перехідною характеристикою $h(t)$ та передаточною функцією $W(s)$ визначено співвідношенням $H(s) = W(s)/s$, де $H(s) \Leftrightarrow h(t)$. Перейшовши в дійсну область, отримуємо

$$W(\delta) = \delta H(\delta), \quad (5.6-15)$$

де функція $H(\delta)$ визначена формулою прямого δ -перетворення (5.6-3). Підставимо $H(\delta)$ з урахуванням (5.6-3) в (5.6-15) і отримаємо розрахункове співвідношення

$$W(\delta) = \delta \int_0^{\infty} h(t) e^{-\delta t} dt, \quad \delta \in [C, \infty), \quad C > 0, \quad (5.6-16)$$

яке дозволяє розрахувати числову характеристику $\{W(\delta_i)\}_\eta$ шляхом

$$W(\delta_i) = \delta_i \int_0^{\infty} h(t) e^{-\delta_i t} dt, \quad \delta_i \in [C, \infty), \quad C > 0, \quad (5.6-17)$$

де розмірність η числової характеристики визначена числом невідомих коефіцієнтів передаточної функції $W(s)$ - $\eta = m + n$.

У тому випадку, коли перехідна характеристика задається не аналітичним виразом, а графіком або таблицею, потрібно переходити до чисельного інтегрування.

Практичне застосування цього алгоритму розрахунку ставить питання визначення вузлів інтерполяції. Річ в тому, що вибір першого вузла $\delta_1 = 0$ тут неприйнятний, так як $\lim_{\delta \rightarrow 0} W(\delta) = \infty$ і тоді перший елемент числової характеристики перетворюється на нескінченність, що є

неприйнятним для чисельних розрахунків. Внаслідок цього виявляється неможливим знайти й останній вузол δ_n , оскільки його значення згідно з (5.6-9) визначається через $W(0)$.

У цьому випадку бажані границі розташування вузлів шукають, починаючи з нижньої межі від значення $\delta_1 > 0$. Формулу для розрахунку вузла можна отримати, виходячи з наступної вимоги: підінтегральний вираз (5.6-17) має по завершенні часу перехідного процесу зменшитися до дуже малої величини $\Delta = 0,01 \div 0,05$, тобто має виконуватися умова $h(t_i)e^{-\delta_1 t_i} = \Delta$. Звідси вираз для розрахунку величини першого вузла

$$\delta_1 = \frac{-\ln[\Delta/h(t_i)]}{t_i}. \quad (5.6-18)$$

Проте під час вибору величини підінтегрального виразу можна використати більш просте і очевидне співвідношення $e^{-\delta_1 t_i} = \Delta$, не пов'язане з функцією $h(t)$, а отже, з умовами конкретної задачі. У цьому випадку розрахункова формула для вузла δ_1 спрощується

$$\delta_1 = \frac{-\ln \Delta}{t_i}. \quad (5.6-19)$$

За величиною вузла δ_1 знаходять інші вузли за правилом рівномірної сітки: $\delta_i = i\delta_1, i=1,2,\dots,\eta$.

Заключний етап розрахунків пов'язаний з перевіркою точності отриманого рішення. У загальному випадку вважається за краще оцінювати близькість функцій за абсолютного максимального відхилення

$$\Delta h = \max_t |h(t) - h_m(t)|, \quad (5.6-20)$$

де $h(t), h_m(t)$ - експериментальна перехідна характеристика та її модельне уявлення.

5.6.5 Розв'язання задачі ідентифікації

Спочатку експериментальну «криву розгону» відповідно до завдання перебудуємо до перехідної характеристики (отримаємо відгук системи на одиничний вхідний сигнал), а початок координат сумістимо з нульовим значенням. Для чого від кожної координати «кривої розгону» віднімаємо її початкове значення $T(0) = 60^\circ\text{C}$ і отриманий результат масштабуємо на величину відношення $\frac{1}{\Delta u} = \frac{1}{0.2} = 5$. Нормована перехідна характеристика представлена на рис. 5.6.

Величину коефіцієнта підсилення b_0 отримуємо як відношення усталеного значення перехідної характеристики (рис. 5.6) до величини вхідного сигналу, який при отриманні передаточної функції

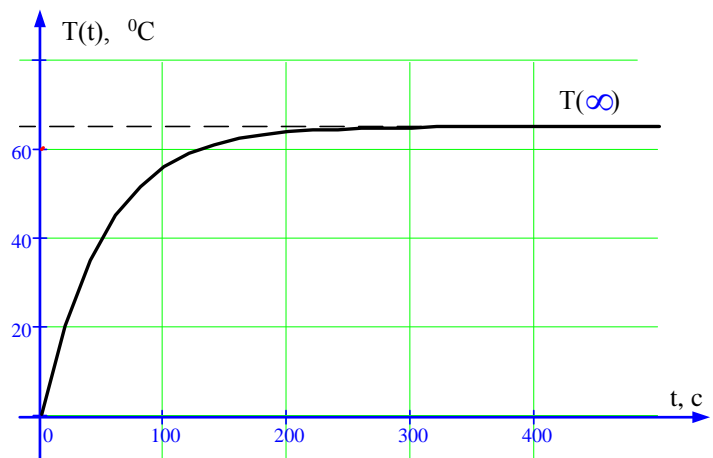


Рис. 5.6 - Нормована перехідна характеристика об'єкта управління по каналу „температура реакційної суміші - витрата води на охолодження”

дорівнює одиниці, тобто маємо $b_0 = T(\infty) = 63$.

З нормованої перехідної характеристики (рис. 5.6) з інтервалом $\Delta t = 20$ с шляхом вимірювання визначаємо ординати характеристики $h(i * \Delta t)$, $i = 0..100$ та зводимо їх до таблиці, фрагмент якої надано на рис. 5.7.

t	$h(t)$
0	0.0
5	4.3
10	9.8
15	14.9
20	19.5
25	23.6
30	27.4
35	30.8
40	33.8
45	36.6
50	39.1
55	41.4
60	43.4
65	45.3
70	47.0
75	48.5

На наступному етапі необхідно задати структуру передаточної функції, тобто порядки поліномів чисельника m та знаменника n з метою визначення кількості невідомих коефіцієнтів та розмірності числової характеристики $\eta = m + n$. Так як структура передаточної функції апіорі відома (див. 5-28), то $\eta = 3$.

Координати першого вузла інтерполяції δ_1 знаходимо за формулою (5.6-20), прийнявши значення $\Delta = 0.0005$ та час перехідного процесу $t_t = 500$ (з графіка). Тоді $\delta_1 = \frac{-\ln \Delta}{t_t} = \frac{-\ln(0.0005)}{500} = 0.015$. Приймаємо $\delta_1 = 0.02$ і визначаємо два вузли, що залишилися, прийнявши рівномірний розподіл, тобто $\delta_2 = 0.02 * 2 = 0.04$ і $\delta_3 = 0.02 * 3 = 0.06$.

Рис. 5.7 - Фрагмент значень перехідної характеристики

Обчислюємо значення дійсної передаточної функції $W(\delta_i)$, $i = 1, \eta$ кожного вузла інтерполяції, використовуючи вираз (5.6-17) з урахуванням заміни безперервного інтегрування операцією підсумовування при фіксованому числі кроків $N = 100$

$$W(i) = \delta(i) \sum_{j=1}^N h(j\Delta t) e^{-\delta(i)j\Delta t} \Delta t, \quad i = \overline{1, \eta}. \quad (5.6-21)$$

В результаті розрахунку отримуємо: $W(0.02) = 30.592$; $W(0.04) = 19.819$ та $W(0.06) = 14.449$.

Для визначення невідомих коефіцієнтів передаточної функції (5.6-6) складаємо систему лінійних алгебраїчних рівнянь в канонічній формі (5.6-14), яка в даному прикладі матиме вигляд

$$\begin{cases} a_3\delta(1)^3W(1) + a_2\delta(1)^2W(1) + a_1\delta(1)W(1) = W(1) - b_0, \\ a_3\delta(2)^3W(2) + a_2\delta(2)^2W(2) + a_1\delta(2)W(2) = W(2) - b_0, \\ a_3\delta(3)^3W(3) + a_2\delta(3)^2W(3) + a_1\delta(3)W(3) = W(3) - b_0. \end{cases} \quad (5.6-22)$$

Після підстановки чисельних даних δ_i і $W(\delta_i)$ в систему (5.6-22) сформуємо матрицю коефіцієнтів **A** і матрицю **B** вільних членів системи лінійних рівнянь в вигляді

$$A = \begin{bmatrix} 2.4473 * 10^{-4} & 1.2237 * 10^{-2} & .61183 \\ 1.2684 * 10^{-3} & 3.1710 * 10^{-2} & .79275 \\ 3.1209 * 10^{-3} & 5.2015 * 10^{-2} & .86691 \end{bmatrix}; \quad B = \begin{bmatrix} 32.4 \\ 43.2 \\ 48.6 \end{bmatrix}. \quad (5.6-23)$$

Подібна система лінійних алгебраїчних рівнянь легко розв'язується за допомогою функції *MathCad Isolve*, в результаті маємо

$$D := \text{lsolve}(A, B) \text{float}, 6 \rightarrow \begin{pmatrix} 36.6050 \\ 74.7043 \\ 51.4471 \end{pmatrix} \quad (5.6-24)$$

Отже, розрахункове значення коефіцієнтів: $a_0 = 36.6$, $a_1 = 74.7$, $a_2 = 51.4$. Отримана внаслідок ідентифікації передаточна функція об'єкта управління має вигляд

$$W_{об}(s) = \frac{63}{36.6s^3 + 74.7s^2 + 51.4s + 1} \quad (5.6-25)$$

Для оцінки якості ідентифікації за передаточною функцією (5.6-25) була отримана часова характеристика об'єкта управління за тих же умов, що й виконувався експеримент: початкове значення температури реакційної суміші $T(0) = 60^\circ\text{C}$ та стрибок величини витрати води на охолодження - $\Delta u = 0,02 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$. Результати порівняння розрахункової характеристики з експериментальною представлені на рис. 5.8. Необхідно відмітити хороше співпадіння

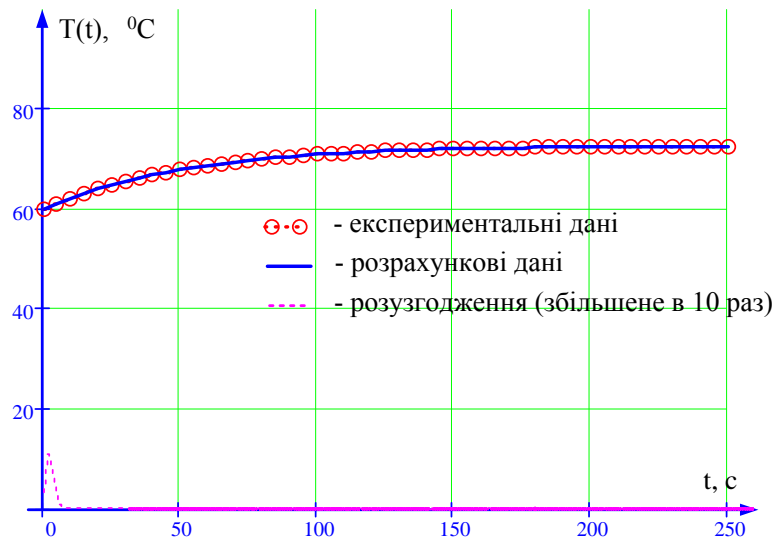


Рис. 5.8 - Порівняння „кривих розгону”: отриманої експериментально та розрахованої з використанням ідентифікованих параметрів

характеристик у всьому діапазоні часу перехідного процесу за винятком невеликої ділянки в початковий момент. Середньоквадратичне відхилення розрахункових даних від експериментальних складає величину порядку $5.56 \cdot 10^{-4}$.

5.7 Синтез корегувального пристрою методом логарифмічних характеристик

5.7.1 Ідея синтезу методом логарифмічних амплітудно-частотних характеристик (ЛАЧХ)

Ідея методу ЛАЧХ при послідовній корекції полягає [6] у такому (див. рис 5.9). За заданою (відомою) логарифмічною частотною характеристикою незмінної частини системи управління $L_H(\omega)$, $\Psi_H(\omega)$ (зазвичай об'єкта управління) і сформованою на основі вимог до якості перехідних процесів «бажаною» ЛАЧХ розімкненого контуру $L_G(\omega)$, $\Psi_G(\omega)$ шукана логарифмічна характеристика коригуючої ланки $L_K(\omega)$, $\Psi_K(\omega)$ визначається виразами

$$L_K(\omega) = L_G(\omega) - L_H(\omega), \quad (5.7-1,a)$$

$$\Psi_k(\omega) = \Psi_b(\omega) - \Psi_n(\omega). \quad (5.7-1, \delta)$$

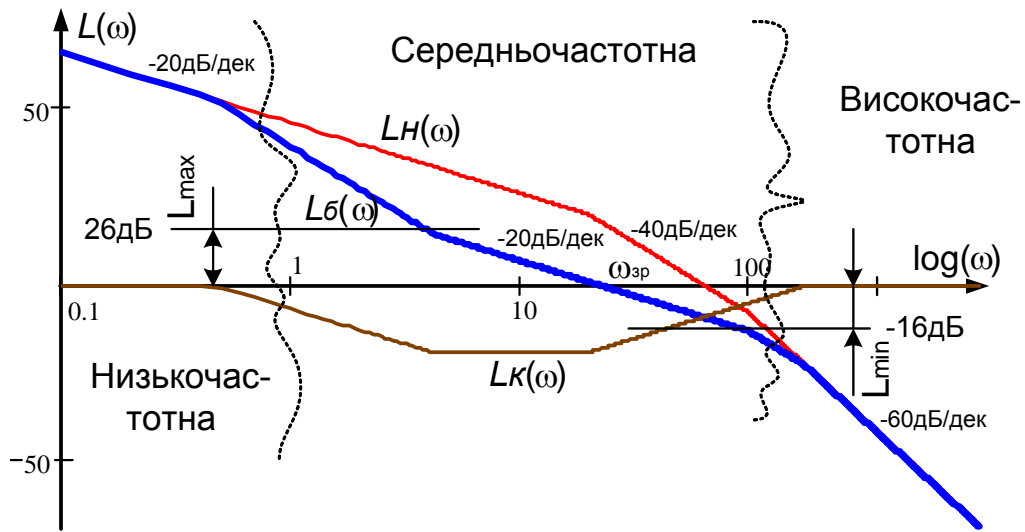


Рисунок 5.9 - Ілюстрація синтезу САУ методом ЛАЧХ

Тобто синтез системи управління зводиться до отримання динамічної ланки з частотними характеристиками $L_k(\omega)$, $\Psi_k(\omega)$ з подальшим визначенням її математичного опису та параметрів.

Передаточна функція об'єкта управління (незмінної частини) подається у вигляді відношення двох поліномів $R_n(s)$ і $Q_n(s)$ з вільними членами, що дорівнюють одиниці, коефіцієнтом посилення k і порядком астатизму ν

$$W_n(s) = \frac{k R_n(s)}{s^\nu Q_n(s)}. \quad (5.7-2)$$

«Бажана» ЛАЧХ будується на підставі вимог до властивостей системи. Вимоги до статичних властивостей задають у вигляді порядку астатизму ν і передаточного коефіцієнта (добротності) k розімкненої системи. Іноді для систем з астатизмом першого порядку задають коефіцієнти помилок C_0 і C_1 . Вимоги до динамічних властивостей системи визначаються допустимими значеннями перерегулювання σ і часу регулювання t_p . Також може задаватись обмеження у вигляді максимально прискорення регульованої величини при заданому початковому неузгодженні між фактичним і заданим значеннями вихідного сигналу.

Порядок синтезу системи управління методом ЛАЧХ:

1. Будується асимптотична ЛАЧХ незмінної частини розімкненої системи на підставі передаточної функції (5.7-2). Поліноми $R_n(s)$ і $Q_n(s)$ попередньо необхідно розкласти на співмножники виду $(T_i s + 1)$ і $(T_j^2 s + 2T_j \zeta s + 1)$, де $\zeta < 1$. Приблизний вид асимптотичної ЛАЧХ незмінної частини системи $L_n(\omega)$ показаний на рис. 5.9.
2. Проектується «бажана» асимптотична ЛАЧХ розімкненої системи, яка забезпечує необхідні («бажані») статичні і динамічні властивості замкнутої системи. Для кожного конкретного варіанта методу синтезу цей етап має свої особливості, проте загальними для них є поділ ЛАЧХ на три

ділянки: низькочастотну, середньочастотну і високочастотну, та набір вимог, яким повинні задовольняти ці ділянки.

Низькочастотна частина «бажаної» ЛАЧХ визначає статичну точність системи - точність в усталеному режимі. У статичній системі низькочастотна асимптота паралельна осі частот. У астатичних системах нахил цієї асимптоти становить «мінус 20ν » дБ/дек, де ν - порядок астатизму ($\nu=1,2,\dots$). Ордината низькочастотної асимптоти $L_G(\omega)$ при $\omega = 1 \text{ с}^{-1}$ визначається значенням передаточного коефіцієнта k розімкненої системи. Якщо розімкнена система (5.7-2) має передаточний коефіцієнт k і порядок астатизму ν , що задовольняють вимоги до проектованої системи, то низькочастотна асимптота «бажаної» ЛАЧХ $L_G(\omega)$ збігається з низькочастотною асимптотою незмінної ЛАЧХ $L_H(\omega)$.

Середньочастотна частина «бажаної» ЛАЧХ і ділянка поєднання її з низькочастотною є найбільш важливими, так як вони визначають динамічні властивості системи - стійкість, запас стійкості a , отже, і якість перехідного процесу.

Із середньочастотною частиною ЛАЧХ безпосередньо пов'язано поняття області значущих частот, діапазон якої визначається з таких міркувань:

- нижня частота ω_H визначається статичною точністю $\varepsilon_{уст} = C_0 = \frac{1}{1+k} = 0.05$ при дії ступінчастого впливу, що відповідає рівню сигналу приблизно плюс 26 дБ. Лівіше цієї частоти ЛАЧХ повинна мати ординату більше 26 дБ, якщо не потрібний астатизм, або нахил залежно від порядку астатизму;
- верхня частота ω_B визначається необхідністю подавлення високочастотних складових перехідного процесу у вихідному сигналі до 10% від рівня вхідного сигналу, що відповідає рівню сигналу мінус 16 дБ.

Основні параметри середньочастотної асимптоти «бажаної» ЛАЧХ - це її нахил і частота зрізу $\omega_{зр}$. Чим більший нахил середньочастотної асимптоти, тим важче технічно забезпечити задовільні динамічні властивості системи. Найбільш прийнятним вважається нахил мінус 20 дБ/дек, рідше використовується нахил мінус 40 дБ/дек. Чим більша частота зрізу $\omega_{зр}$, тим вища швидкодія системи і тим менший час перехідного процесу t_p .

Високочастотна частина «бажаної» ЛАЧХ майже не впливає на динамічні властивості системи. Бажано в цій області мати, як можна більший нахил асимптот, що зменшує вимоги до необхідного запасу потужності виконавчого механізму і зменшує вплив високочастотних завад, проте це може ускладнити передаточну функцію коригуючого пристрою. Часто нахил асимптот «бажаної» ЛАЧХ у високочастотній області вибирають збіжним з нахилом $L_H(\omega)$.

Важливо, щоб «бажана» ЛАЧХ забезпечила необхідний запас стійкості в області частоти зрізу системи. Для цього використовують спеціальні номограми або виконують розрахунки з використанням логарифмічних частотних характеристик.

3. Визначається передаточна функція коригуючого пристрою $W_k(s)$, який необхідно включити у прямий ланцюг системи управління для забезпечення їй заданих властивостей. Ця операція може бути виконана двома способами:

- спочатку графічним відніманням на графіку ЛАЧХ від $L_G(\omega)$ незмінної $L_H(\omega)$ (рис. 5.9) будується ЛАЧХ коригуючого пристрою $L_k(\omega)$ і за її виглядом складається вираз передаточної функції $W_k(s)$;

- за видом «бажаної» ЛАЧХ формується передаточна функція $W_6(s)$, що їй відповідає, після чого визначається передаточна функція $W_k(s)$ із співвідношення

$$W_k(s) = \frac{W_6(s)}{W_H(s)}. \quad (5.7-3)$$

4. Розраховується схема фізичної реалізації отриманої передаточної функції (якщо використовується мікропроцесорна система управління, то на цьому етапі складається комп'ютерна програма реалізації синтезованого закону).

5. Завершує процедуру синтезу перевірочний розрахунок або моделювання перехідних процесів у скоригованій системі для перевірки на відповідність заданим показникам якості. Якщо в результаті моделювання буде виявлена невідповідність фактичних показників якості заданим, виконується коригування «бажаної» асимптотичної ЛАЧХ розімкненої частини системи і повторюються розрахунки за п.2 - 5.

5.7.2 Синтез системи управління з побудовою «бажаної» ЛАЧХ за Солодовниковим

Відповідно до методики побудови «бажаної» ЛАЧХ, запропонованої Солодовниковим [6], а також з урахуванням загальної стратегії структурно-параметричного синтезу на базі логарифмічних характеристик, викладеної в попередньому розділі роботи, послідовність розв'язання задачі синтезу буде такою:

1. Побудова асимптотичної ЛАЧХ незмінної частини системи $L_H(\omega)$.

Попередньо вихідну передаточну функцію об'єкта управління (ОУ) (5.6-25) представляємо як добуток простих співмножників в вигляді

$$W_{об}(s) = \frac{63}{(50s+1)(0.735s^2+1.47s+1)}, \quad (5.7-4)$$

та проводимо її аналіз:

- об'єкт управління статичний, а тому низькочастотна асимптота ЛАЧХ має початковий нахил 0 дБ/дек, яка фіксується на частоті 1 Гц на рівні $L_H(1) = 20 \lg(k) = 20 \lg(63) = 36$ дБ, де k – коефіцієнт підсилення незмінної частини системи управління;

- визначаємо сполучні частоти і подаємо їх у порядку зростання частоти, тобто

$$\omega_1 = 0,02 \text{ c}^{-1}; \omega_2 = 1,2 \text{ c}^{-1}. \quad (5.7-5)$$

Графік асимптотичної ЛАЧХ незмінної частини системи $L_H(\omega)$ зображено на рис. 5.10 (пунктиром).

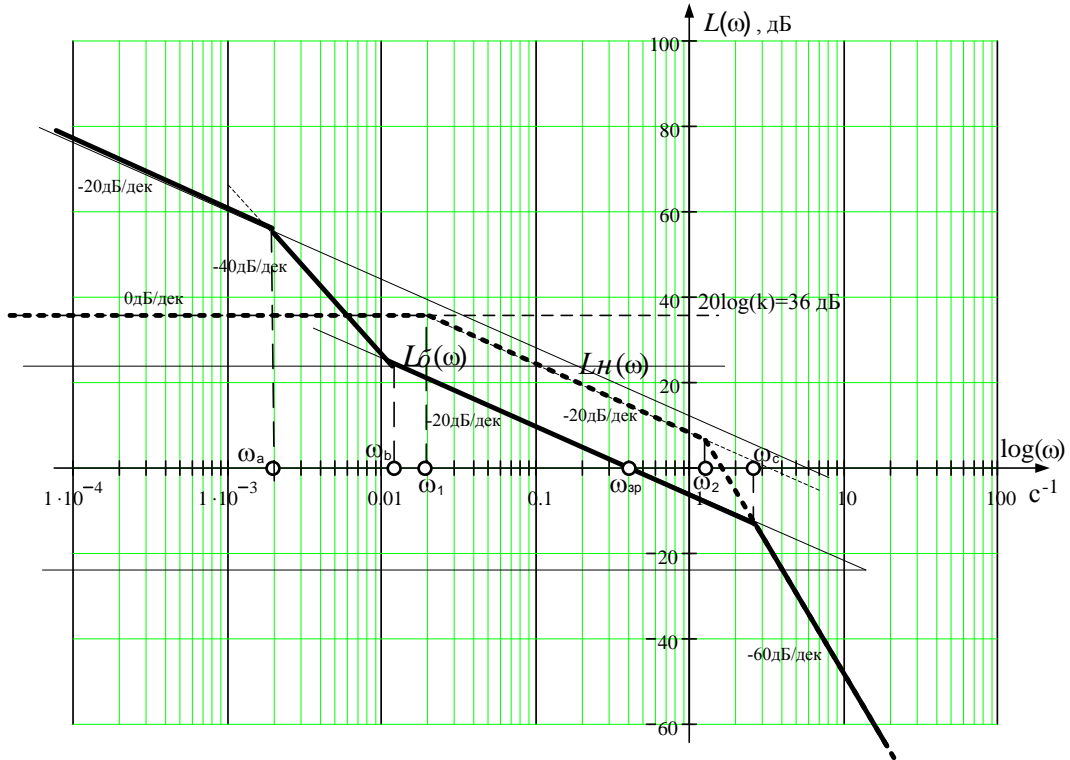


Рисунок 5.10 - Графічні побудови до синтезу САУ методом ЛАЧХ

2. Побудова бажаної асимптотичної ЛАЧХ методом Солодовнікова.

Нахил та положення низькочастотної асимптоти бажаної ЛАЧХ $L_G(\omega)$ залежить від вимог, які пред'являються до статичної точності проектованої системи. Відповідно до технічного завдання такими вимогами є: відсутність статичної похибки, що відповідає наявності у системи астатизму першого порядку ($\nu = 1$), а також допустима добротність за швидкістю ($k_\nu = 6 \text{ c}^{-1}$).

В такому випадку нахил низькочастотної асимптоти визначається як $-\nu \cdot 20 = -20 \text{ дБ/дек}$, і вона повинна пересікати ось частот при заданому значенні добротності за швидкістю $k_\nu = 6 \text{ c}^{-1}$ (див. рис. 5.10).

По Солодовникову частоту зрізу «бажаної» системи $\omega_{зр}$ вибирають такою, щоб виконувалася нерівність $\omega_{з1} \leq \omega_{зр} \leq \omega_{з2}$, де $\omega_{з1}$, $\omega_{з2}$ - значення мінімально та максимально допустимої частоти зрізу. Величина $\omega_{з1}$ визначає частоту зрізу, коли час регулювання не перевищить заданого значення t_p , тобто задану швидкодію системи.

Для визначення мінімально допустимого значення частоти зрізу $\omega_{з1}$ ЛАЧХ «бажаної» системи скористаємося номограмою Солодовникова (див. рис. 5.11), яка встановлює відповідність між величиною максимального значення дійсної частотної характеристики замкнутої системи

P_{max} та величинами перегулювання σ та часу перехідного процесу t_p для астатичних систем 1-го порядку. Методика визначення частоти зрізу продемонстрована на номограмі рис. 5.11.

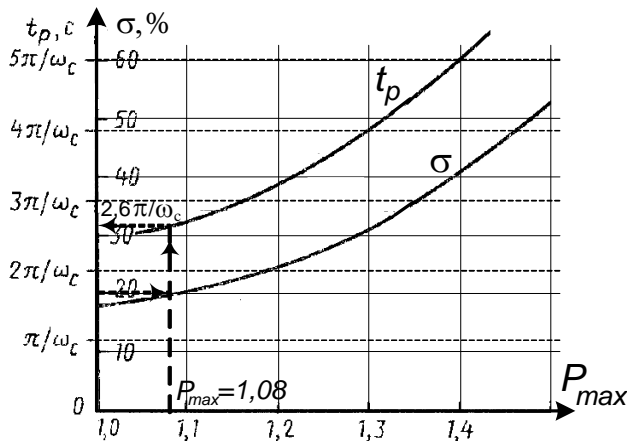


Рис. 5.11 - Номограма якості Солодовнікова для астатичних систем 1-го порядку

Для цієї задачі за заданим допустимим значенням перегулювання $\sigma = 20\%$ за кривою номограми $\sigma(P_{max})$ на рис. 5.11 знаходимо відповідне йому максимальне значення дійсної характеристики $P_{max} = 1,08$, використовуючи яке, за допомогою другої кривої $t_p(P_{max})$ визначаємо значення часу перехідного процесу t_p , виражене через частоту зрізу $\omega_{зр}$ співвідношенням $2.6\pi/\omega_{зр}$. З рівняння $t_p = 2.6\pi/\omega_{зр}$ знаходимо мінімальну частоту зрізу системи

$$\omega_{зр} = \frac{2.6\pi}{t_p} = \frac{2.6\pi}{20} = 0.4 \text{ c}^{-1}. \quad (5.7-6)$$

Оскільки за умовою технічного завдання обмеження на максимально допустиме прискорення координати управління не передбачене, то необхідності в виконанні оцінки верхньої допустимої межі частоти зрізу $\omega_{з2}$ немає.

Отже, частоту зрізу «бажаної» системи встановлюємо за умови виконання обмеження на час регулювання $t_p \leq 20 \text{ с}$ на рівні $\omega_{зр} = 0.4 \text{ c}^{-1}$.

Проводимо через точку $\omega_{зр} = 0.4 \text{ c}^{-1}$ на осі частот середньочастотну асимптоту з нахилом мінус 20 дБ/дек (див. рис. 5.11).

Визначення діапазону частот середньочастотної частини ЛАЧХ (області значущих частот) є досить важливим завданням, оскільки від нього залежать динамічні характеристики системи, що синтезується. При цьому необхідно, щоб «бажана» ЛАЧХ гарантувала забезпечення необхідного запасу стійкості в околиці частоти зрізу системи. В цілому, бажано, щоб середньочастотна асимптота займала діапазон частот завширшки не менше однієї декади.

Одним з підходів до визначення діапазону області значущих частот складається в вимозі забезпечення заданого надлишку (запасу) фази $\gamma \geq \gamma_{min}$ в діапазоні частот, в якому виконується умова $L_{m-} \leq L_G(\omega) \leq L_{m+}$. Тут значення L_{m-} , L_{m+} та γ_{min} визначають з допомогою номограми (див. рис. 5.12), використовуючи раніше знайдене значення P_{max} .

Застосовуючи вказаний підхід, за визначеним раніше значенням $P_{max} = 1,08$ знаходимо необхідний запас по фазі $\gamma_{min} = 60^\circ$ та відповідні йому ординати середньочастотної ЛАЧХ $L_m = \pm 22\text{дБ}$. Лінії паралельні осі частот, проведені на рівні $L_m = \pm 22\text{дБ}$, дають у точках перетину з

середньочастотною асимптотою частоти сполучення середньочастотної асимптоти з низькочастотною та високочастотною асимптотами (точки А та В на рис. 5.10).

Характер сполучення низькочастотної та середньочастотної асимптот залежить від їхнього взаєморозташування. Оскільки точка перетину відсутня (асимптоти мають однаковий нахил) і низькочастотна асимптота лежить вище за середньочастотну асимптоту, то сполучення здійснюється асимптотою, що проводиться з граничної лівої точки середньо частотного діапазону, з нахилом зазвичай на 20 дБ/дек більше, ніж у низькочастотної, тобто мінус 40 дБ/дек. Візуально (за графіком) визначаємо частоти сполучення, що дорівнюють $\omega_a = 0.002 \text{ c}^{-1}$ та $\omega_b = 0.012 \text{ c}^{-1}$.

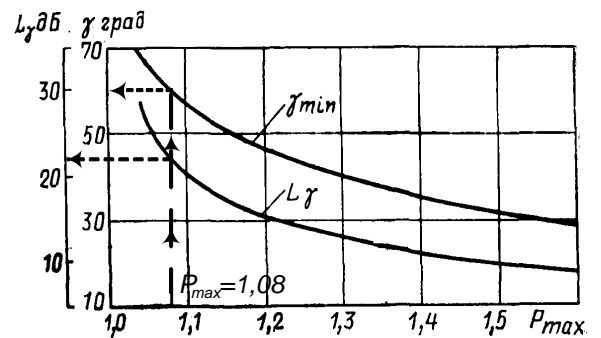


Рис. 5.12 - Графік для визначення ширини середньочастотної асимптоти і необхідного надлишку фази

Побудова високочастотної частини «бажаної» ЛАЧХ виконується таким чином, щоб вид «бажаної» ЛАЧХ якнайменше відрізнявся від виду незмінної ЛАЧХ. Оскільки забезпечення зміни коефіцієнта підсилення системи в області високих частот є технічно складним завданням, то високочастотну частину «бажаної» ЛАЧХ проектуємо співпадаючою з високочастотною частиною незмінної ЛАЧХ.

Середньочастотна асимптота «бажаної» ЛАЧХ перетинає високочастотну частину незмінної ЛАЧХ правіше середньочастотної ділянки, тому ця точка часто вибирається як точка сполучення з високочастотною частиною «бажаної» ЛАЧХ з частотою сполучення $\omega_c = 2.6 \text{ c}^{-1}$. При цьому ділянка незмінної ЛАЧХ, розташована правіше цієї точки, стає високочастотною частиною «бажаної» ЛАЧХ.

Побудована таким чином «бажана» ЛАЧХ розімкнутої системи управління представлена на рис.5.10 (суцільна жирна лінія).

3. Отримання передаточної функції розімкнутого ланцюга «бажаної» системи.

Для отримання передаточної функції розімкнутого ланцюга «бажаної» системи $W_6(s)$ за виглядом отриманої «бажаної» асимптотичної ЛАЧХ застосуємо методику, яка є зворотною до методики побудови асимптотичної ЛАЧХ за передаточною функцією:

- сполучні частоти «бажаної» ЛАЧХ розташовуємо їх у порядку зростання, тобто $\omega_a = 0.002 \text{ c}^{-1}$; $\omega_b = 0.012 \text{ c}^{-1}$; $\omega_c = 2.6 \text{ c}^{-1}$.
- визначаємо порядок астатизму «бажаної» системи за нахилом ξ низькочастотної асимптоти з виразу $\nu = \xi/20$. Оскільки $\nu = 1$, то в передаточній функції буде множник виду $\frac{1}{s}$;
- коефіцієнт підсилення розімкнутої системи за технічним завданням $k = 6$;

➤ знаходимо вирази для співмножників чисельника та знаменника передаточної функції розімкнутої системи, послідовно аналізуючи поведінку «бажаної» асимптотичної ЛАЧХ за правилом:

а) якщо нахил ЛАЧХ вправо від частоти сполучення ω_i збільшується на 20λ дБ/дек, то в знаменнику з'являється співмножник виду $(T_i s + 1)^\lambda$, де $T_i = \frac{1}{\omega_i}$ - постійна часу;

б) якщо нахил ЛАЧХ від частоти сполучення зменшується на 20λ дБ/дек, то в знаменнику з'являється співмножник виду $(\tau_i s + 1)^\lambda$, де $\tau_i = \frac{1}{\omega_i}$ - постійна часу.

Аналізуємо поведінку асимптот асимптотичної ЛАЧХ «бажаної» розімкнутої системи:

✓ після частоти сполучення $\omega_a = 0.002 \text{ c}^{-1}$ (праворуч) нахил асимптоти збільшується на 20 дБ/дек, що відповідає наявності в знаменнику співмножника $\frac{1}{\omega_a} s + 1 = \frac{1}{0.005} s + 1 = 500s + 1$;

✓ після частоти сполучення $\omega_b = 0.012 \text{ c}^{-1}$ нахил асимптоти зменшується на 20 дБ/дек, що відповідає наявності в чисельнику співмножника $\frac{1}{\omega_b} s + 1 = \frac{1}{0.012} s + 1 = 83s + 1$;

✓ після частоти сполучення $\omega_c = 2.6 \text{ c}^{-1}$ нахил асимптоти збільшується на $20 \cdot 2 = 40$ дБ/дек, що відповідає наявності у знаменнику співмножника $(\frac{1}{\omega_c} s + 1)^2 = (\frac{1}{2.6} s + 1)^2 = (0.4s + 1)^2$;

В результаті передаточна функція «бажаної» розімкнутої системи матиме вигляд

$$W_6(s) = \frac{6(83s+1)}{s(500s+1)(0.4s+1)^2} \quad (5.7-7)$$

4. Визначення фактичного надлишку фази в області значних частот «бажаної» ЛАЧХ.

Для перевірки наявності необхідних запасів стійкості за фазою та модулем будуюмо в діапазоні частот $\omega_b < \omega < \omega_c$ одним із відомих методів логарифмічну фазо-частотну характеристику бажаної розімкнутої системи (див. рис. 5.13). Як видно з побудови (запас по фазі

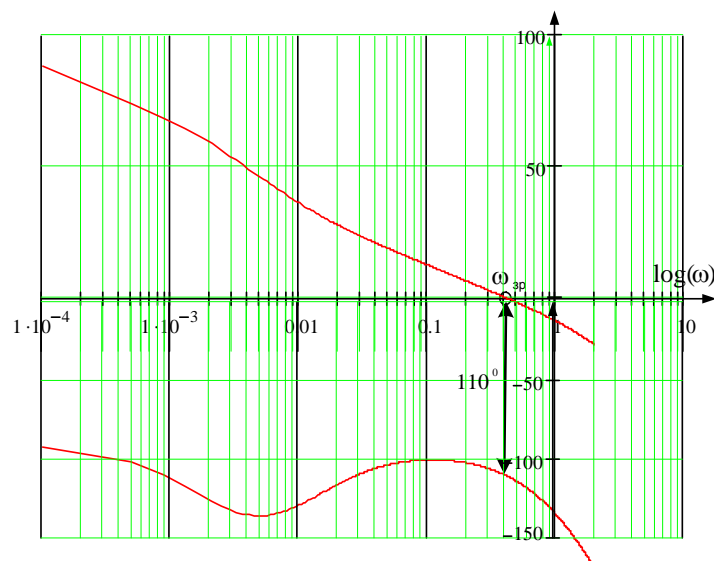


Рисунок 5.13 - До визначення запасу фази

визначається на частоті зрізу системи), отриманий фактичний надлишок фази становить $\gamma_a = 110^\circ$, що цілком достатньо (більше, чим гарантований запас за номограмою $\gamma_{min} = 60^\circ$).

5. Моделювання синтезованої системи та визначення показників якості перехідного процесу.

Використовуючи вираз передаточної функції «бажаної» (скоригованої) розімкнутої системи отримуємо перехідну характеристику замкнутої системи, яка представлена на рис. 5.14.

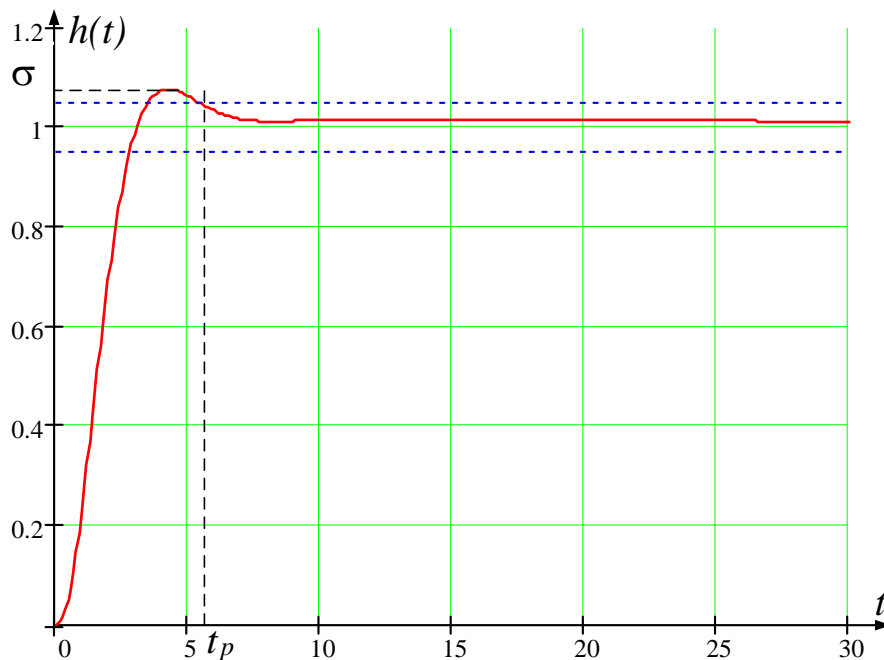


Рисунок 5.14 - Перехідна характеристика замкнутої системи

Основні показники якості перехідного процесу:

- перерегулювання $\sigma = 6\%$ (за завданням $\sigma \leq 20\%$);
- час регулювання $t_p = 6\text{с}$ (за завданням $t_p < 20\text{с}$).

6. Отримання передаточної функції пристрою, що коригує.

Передаточну функцію коригувального пристрою можна отримати розділом передаточної функції «бажаної» розімкнутої системи $W_6(s)$ на передаточну функцію незмінної системи $W_H(s)$, тобто з виразу (5.7-3)

$$W_K(s) = \frac{W_6(s)}{W_H(s)} = \frac{\frac{6(83s+1)}{s(500s+1)(0,4s+1)^2}}{\frac{63}{(50s+1)(0,735s^2+1,47s+1)}} = \frac{0,095(83s+1)(50s+1)(0,735s^2+1,47s+1)}{s(500s+1)(0,4s+1)^2} \quad (5.7-8)$$

Подамо передаточну функцію коригувального пристрою (5.7-8) в вигляді відношення двох поліномів високого порядку

$$W_K(s) = \frac{0,095(3068,6s^4+6235,4s^3+4327s^2+134,97s+1)}{80s^4+400,16s^3+500,8s^2+s} \quad (5.7-89)$$

Висновки

У цій роботі розроблена система управління технологічним процесом із застосуванням сучасних приладів та засобів автоматизації.

Завдяки автоматизації планується вирішити такі важливі завдання виробництва метилового спирту як: збільшення продуктивності праці, підвищення якості продукції, поліпшення стану охорони праці та екології.

Завдяки модернізації систем управління та автоматизації даного технологічного процесу в результаті проведеної заміни морально та фізично застарілих існуючих засобів автоматизації на сучасні та використання сучасних методів розрахунків безумовно покращиться якість регулювання основних технологічних параметрів завдяки зменшенню їх відхилення від норм технологічного регламенту.

В роботі виконане ескізне вирішення кола питань, пов'язаних із розробкою системи управління технологічним процесом синтезу метилового спирту з CO та H₂:

- виконано конструктивно-технологічний аналіз процесу;
- визначені основні параметри контролю, регулювання та сигналізації;
- проведено вибір сучасних засобів автоматизації;
- розроблена функціональна схема автоматизації;
- методом логарифмічних частотних характеристик виконано синтез системи стабілізації температури реакційної суміші на виході теплообмінника-конденсатора за каналом «температура реакційної суміші – витрата води на охолодження» на базі розробленої аналітичним способом математичної моделі.

Література

1. М.М.Караваев, В.Е.Леонов, И.Г. Попов, Е.Т.Шепелев. Технология синтетического метанола. - Москва: Химия, 1984. — 239 с.
2. Юкельсон І.І. Технологія основного органічного синтезу. М.: «Хімія», 2008, 846 с.
3. <https://uk.wikipedia.org/wiki>.
4. Яворський В.Т. Загальна хімічна технологія. : Підручник / В.Т. Яворський, Т.В. Перекупко, З.О. Знак, Л.В. Савчук. – 2-ге видання – Львів: Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2009. – 410 с.
5. Математичне моделювання об'єктів керування хімічних і фармацевтичних виробництв: навч.посібник / Красніков І. Л., Бабіченко А. К., Вельма В. І., Подустов М. О., Зайцев О. І., Бабіченко Ю. А.; за ред. А.К. Бабіченко. – Х. : Вид-во ТОВ "С.А.М.", 2015 р. – 224 с.
6. Теорія автоматичного управління: конспект лекцій: у 2 частинах. Ч. 2 «Синтез лінійних систем автоматичного управління» / укладач Г. М. Худолей. – Суми: Сумський державний університет, 2012. - 87с.
7. Ринок авіаційного палива, метанола та зрідженого газу в Україні та країнах Європи: показники, тенденції, прогноз. <https://pro-consulting.ua/ua/pressroom/rynok-aviacionnogo-topliva-metanova-i-szhizhennogo-gaza-v-ukraine-i-stranah-evropy-pokazateli-tendencii-prognoz>
8. Методичні вказівки щодо оформлення курсових та дипломних проєктів. Інструктивні матеріали. Для студентів спеціальності 6.151 "Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології". – Суми.: СумДУ, 1998. – 77 с.
9. Драганов Б.Х. Теплотехніка. – Київ: Фірма «ІНКОС», 2005. – 400с.
10. Методичні вказівки до виконання лабораторних робіт із дисципліни "Ідентифікація об'єктів управління" [Електронний ресурс] : для студ. спец. 151 Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології / Г. М. Худолей. — Суми : СумДУ, 2023. — 105 с.
11. Каталог технічних засобів автоматизації Івано-Франківського заводу "Промприлад" / Компанія " Промприлад ". - <https://prylad.com.ua>