

Міністерство освіти і науки України
Національний університет водного господарства та
природокористування

Навчально-науковий інститут енергетики, автоматики та
водного господарства
Кафедра автоматизації, електротехнічних та комп'ютерно-
інтегрованих технологій

04-03-437М

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

до виконання лабораторних робіт № 1–5 з дисципліни
«Автоматизація технологічних процесів»
для здобувачів вищої освіти першого (бакалаврського) рівня
за освітньо-професійною програмою «Автоматизація,
комп'ютерно-інтегровані технології та робототехніка»
спеціальності 174 «Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані
технології та робототехніка»
денної та заочної форми навчання

Рекомендовано
науково-методичною радою
з якості ННІ ЕАВГ
Протокол № 6 від 28.01.2025 р.

Рівне – 2025

Методичні вказівки до виконання лабораторних робіт № 1–5 з дисципліни «Автоматизація технологічних процесів» для здобувачів вищої освіти першого (бакалаврського) рівня за освітньо-професійною програмою «Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології та робототехніка» спеціальності 174 «Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології та робототехніка» денної та заочної форми навчання. [Електронне видання] / Клепач М. І., Клепач М. М. – Рівне : НУВГП, 2025. – 63 с.

Укладачі: Клепач М. І. к.ф.-м.н., доцент кафедри автоматизації, електротехнічних та комп'ютерно-інтегрованих технологій,
Клепач М. М. к.т.н., доцент кафедри автоматизації, електротехнічних та комп'ютерно-інтегрованих технологій.

Відповідальний за випуск: Древецький В. В., д.т.н., проф., професор кафедри автоматизації, електротехнічних та комп'ютерно-інтегрованих технологій.

Керівник групи забезпечення спеціальності 174 «Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології та робототехніка» Христюк А. О. к.т.н., доцент кафедри автоматизації, електротехнічних та комп'ютерно-інтегрованих технологій.

Попередня версія МВ: 04-03-30

© М. І. Клепач,
М. М. Клепач, 2025
© НУВГП, 2025

Зміст

Робота 1. Дослідження замкнутої системи автоматичного регулювання витрати.....	4
Робота 2. Дослідження замкнутої системи автоматичного регулювання тиску.....	17
Робота 3. Дослідження замкнутої системи автоматичного регулювання концентрації.....	25
Робота 4. Дослідження замкнутої системи автоматичного регулювання рівня.....	45
Робота 5. Дослідження системи автоматичного регулювання хімічним реактором.....	55

Робота 1. Дослідження замкнутої системи автоматичного регулювання витрати

1.1. Мета роботи

Ознайомлення з типовими функціональними схемами автоматизації переміщення рідин, оволодіння методами параметричного синтезу ПД-регуляторів засобами Simulink, дослідження системи автоматичного регулювання витрати рідини при зміні тиску

1.2. Теоретичні відомості

1.2.1. Загальні відомості

Витрата речовини є одним з найважливіших технологічних параметрів, оскільки цей параметр використовується для зведення матеріальних і теплових балансів. А враховуючи сучасні тенденції розвитку керування об'єктами, цей параметр стає визначальним.

Тенденція розвитку сучасних систем керування, побудованих на основі матеріальних та енергетичних балансів спонукає дослідників більше приділяти увагу контурам регулювання витрати.

Витрата рідини або газу є або регульованим, або регулюючим параметром. Найбільш розповсюдженими вимірювачами витрати є звужуючі пристрої, ротаметри, індукційні витратоміри і лічильники. Витрата це параметр на який діє багато збурень. Збурення можуть бути високочастотні і низькочастотні. Наявність таких збурень обумовлена роботою насосів та компресорів, особливо поршневих.

Якщо високочастотні складові не згладжуються, то вони значно погіршують динаміку контуру. При

необхідності демпфування високочастотних збурень краще всього використовувати звужуючі пристрої. Дифманометри-витратоміри добре згладжують високочастотні складові сигналу.

Найменшу інерційність мають індукційні (електромагнітні) витратоміри, тому їх вихідний сигнал має високочастотні складові. Вимірювання витрати рідин та газів в 90-95 % випадків реалізують методом змінного перепаду тиску.

При вимірюванні витрати газу необхідно враховувати тиски, температуру та хімічний склад.

1.2.2. Математична модель об'єкта витрати

На рис. 1.1 показано функціональну схему регулювання витрати

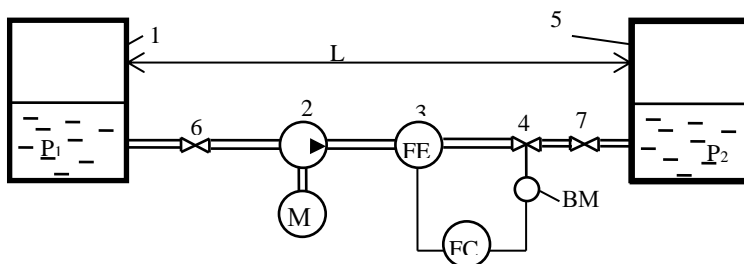


Рис. 1.1. ФСА регулювання витрати

1, 5- технологічні апарати; 2- насос; 3- діафрагма; 4- регулюючий клапан; 6,7- запірні вентиля

У стаціонарному потоці швидкість рідини v в трубопроводі залежить від перепаду тиску ΔP

$$v^2 = 2c^2 \frac{\Delta P}{\rho} \quad (1.1)$$

де v - швидкість; c - коефіцієнт витрати; ρ - питома густина; $\Delta P = P_1 - P_2$ - перепад тиску.

Швидкість переміщення рідини прямо пропорційна витраті:

$$v = \frac{F}{S} \quad (1.2)$$

де F - витрата; S - площа перерізу трубопроводу.

Відповідно, перепад тиску при стаціонарному потоці рідини:

$$\Delta P = \frac{\rho v^2}{2c^2} = \frac{\rho F^2}{2c^2 S^2} \quad (1.3)$$

Якщо прикладена сила ΔPS перевищує гідростатичний опір трубопроводу, то потік починає рухатися із прискоренням.

Запишемо рівняння нестационарного руху рідини враховуючи, що результуюча сила потоку рівна масі помноженій на прискорення:

$$M \frac{dv}{dt} = \Delta PS - \frac{SF^2\rho}{2S^2c^2} \quad (1.4)$$

де M - маса рідини; t - координата часу.

Масу рідини в трубопроводі виразимо через параметри трубопроводу

$$M = LS\rho,$$

де L - довжина трубопроводу.

Виконавши відповідні перетворення і замінивши M , одержимо:

$$L\rho \frac{dF}{dt} + \frac{F^2\rho}{2c^2S} = \Delta PS \quad (1.5)$$

Щоб визначити сталу часу об'єкту, приведемо це рівняння до нормального виду:

$$\frac{2LSc^2}{F_0} \frac{dF}{dt} + F = \frac{2c^2S^2}{\rho F_0} \Delta P \quad (1.6)$$

Коефіцієнтом при похідній є стала часу об'єкта:

$$T = \frac{2LSc^2}{F_0} \quad (1.7)$$

Невідомий коефіцієнт витрати c^2 можна замінити його значенням із рівняння стаціонарного руху:

$$c^2 = \frac{F_0^2\rho}{2S^2\Delta P_0^2} \quad (1.8)$$

У результаті стала часу об'єкта буде мати вигляд:

$$T = \frac{LF_0\rho}{S\Delta P_0} \quad (1.9)$$

Зауважимо, що T залежить також від параметрів робочої точки F_0 і ΔP_0 в трубопроводі.

Коефіцієнт передачі трубопровода знаходимо за формулою

$$K = \frac{F_0}{\Delta P_0}$$

Об'єкт володіє транспортним запізненням

$$\tau = \frac{LS}{F_0}$$

Одержані залежності дозволяють кількісно оцінити динамічні властивості об'єкта при номінальній витраті рідини і визначити реакцію об'єкту на входні дії.

1.2.3. Типові САР контурів витрати

Регулювання витрати рідини залежить від багатьох факторів: зокрема від агресивності перекачуваних рідин, від типу збуджувача витрати і від значення самої витрати. На рис. 1.2 приведена спрощена ФСА регулювання витрати між двома технологічними апаратами коли $P_1 \gg P_2$ і необхідний потік рідини забезпечується перепадом тиску в технологічних апаратах.

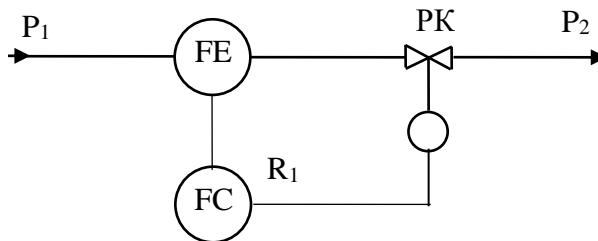


Рис. 1.2. ФСА регулювання витрати рідини:

R_1 – регулятор витрати з ПІ-законом регулювання; РК – регулюючий клапан; P_1 і P_2 – тиск у напірному, приймальному апаратах

У контурі (рис. 1.2) витрата змінюється за рахунок зміни гідравлічного опору регулюючого клапана. Така схема проста і надійна. При перекачуванні агресивних рідин (кислот і лугів) використовують манжети, в яких створюють тиск за рахунок тиску інертного газу (азот, повітря).

У схемі (рис. 1.3) необхідну витрату забезпечують тиском P_1 , який регулюють клапаном РК.

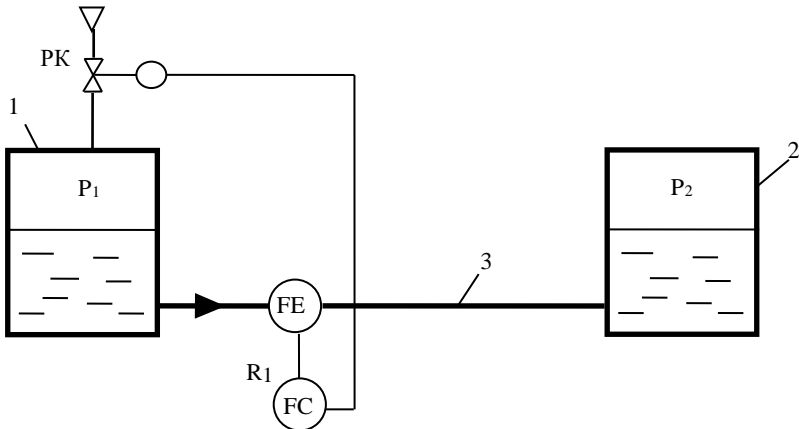


Рис. 1.3. ФСА регулювання витрати рідини при зміні тиску P_1 :

1-напірний апарат; 2- приймальний апарат; 3- трубопровід рідини; R_1 - регулятор витрати; РК- регулюючий клапан

У тих випадках, коли джерела стиснутого газу відсутні використовують вакуумнасоси (рис.1.4).

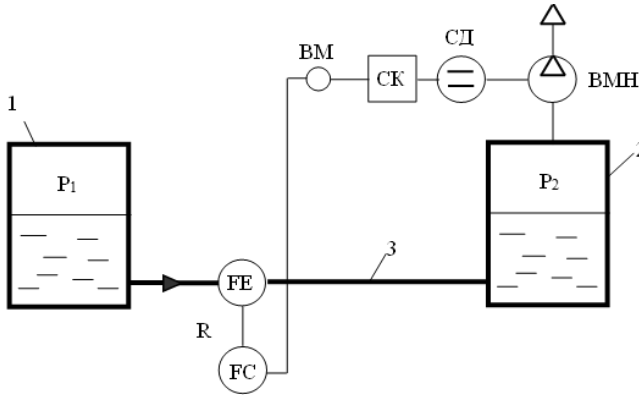


Рис.1.4. ФСА регулювання витрати рідини при зміні тиску P_2 :
 1-напірний бак; 2-приймальний бак з тиском нижче атмосферного; 3-трубопровід; R_1 - регулятор витрати; ВМ- виконавчий механізм; СК- схема керування електричним двигуном постійного струму; СД- силовий двигун; ВМН- вакуумний насос.

У цій схемі виконавчий механізм змінює положення повзунка реостату в колі збудження електродвигуна постійного струму, який забезпечує необхідну витрату шляхом зміни обертів насоса.

Найчастіше перемішування рідин відбувається примусово з використанням відцентрових насосів. В цьому випадку витрату регулюють за допомогою зміни гідравлічного опору трубопроводу (рис.1.5).

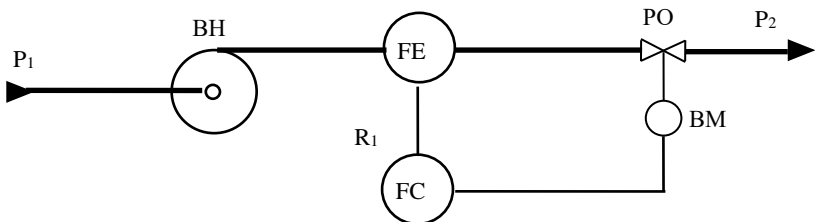


Рис. 1.5. ФСА регулювання витрати рідини з відцентровим насосом

У випадку створення високого напору використовують поршневі насоси, продуктивність яких можна регулювати шляхом байпасування або зміною числа ходу поршня.

На рис.1.6 показана ФСА поршневого насосу.

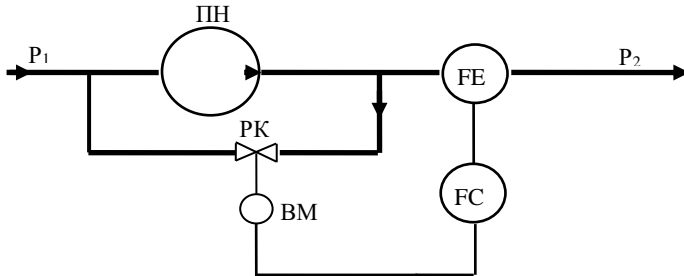


Рис. 1.6. ФСА регулювання витрати з поршневим насосом:
ПН- поршневий насос; R_1 - регулятор витрати; РК-
регулюючий клапан

Продуктивність поршневого насосу не залежить від напору, бо її не можна регулювати шляхом встановлення регулюючого клапана на напірній лінії, оскільки може виникнути аварійна ситуація (руйнування насоса). Регулювання необхідно здійснювати шляхом байпасування.

Для насосів великої продуктивності економічно не вигідно регулювати витрату шляхом байпасування, тому продуктивність таких насосів регулюють шляхом зміни числа обертів валу насоса (рис. 1.7.).

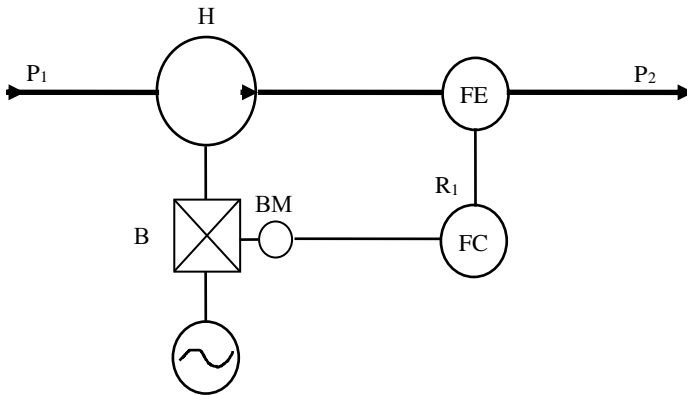


Рис. 1.7. ФСА регулювання витрати рідини за зміною продуктивності насоса: Н - насос; В - варіатор; ВМ - виконавчий механізм; R₁ - регулятор витрати

1.3. Порядок виконання роботи

1. Розрахувати параметри об'єкта згідно заданого варіанту (додаток 1).
2. У системі MatLab/Simulink побудувати модель замкнутої системи автоматичного регулювання витрати, як показано на рисунку 1.8., та задати параметри об'єкта.

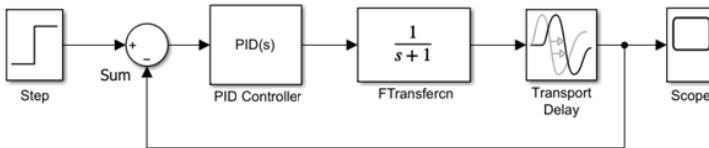


Рис.1.8. MatLab/Simulink модель системи автоматичного регулювання витрати

3. Відкрити діалогове вікно блоку параметрів PID-регулятора (рис.1.9.).

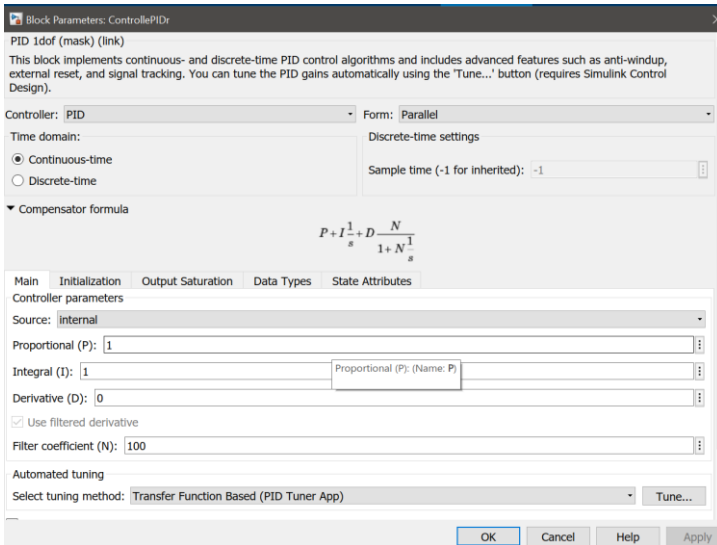


Рис.1.9. Блок параметрів PID-регулятора.

За замовчуванням у блоці (рис.1.9) вказана паралельна структура (Parallel) безперервного (Continuous-time) реального PID-регулятора з коефіцієнтом фільтрування при диференціальній частині $N=100$. Початкові значення коефіцієнтів передачі можна залишити без змін: $P=1$, $I=1$, $D=0$.

При натисканні кнопки Tune запускається процедура автоматичного пошуку оптимальних параметрів регулятора (Automated tuning) на основі вказаного методу передавальних функцій (Transfer Function Based (PID Tuner App)).

4. Після запуску процедури Automated tuning відбувається лінеаризація САР, ідентифікація об'єкта та визначення оптимальних параметрів за методом Зіглера (Zigler). У відкритому діалоговому вікні (рис.1.10.) будуються перехідні характеристики системи з початковими та оптимізованими параметрами регулятора.

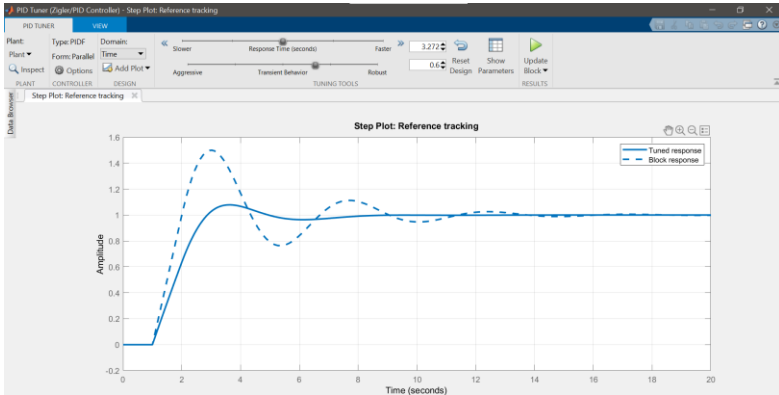


Рис.1.10. Перехідні характеристики САР, з початковими (пунктирна лінія) та оптимізованими параметрами (суцільна лінія).

У лінійці інструментів вікна оптимізації знаходиться віртуальна кнопка Show Parameters, після натискання якої є можливість ознайомитися з результатами оптимізації у вигляді таблиць (рис.1.11). Зокрема, в таблиці Controller Parameters вказуються параметри регулятора після і до початку оптимізації, а в таблиці Performance and Robustness знаходяться прямі показники якості перехідного процесу:

- Час наростання до 80% (Rise time).
- Час регулювання (Setling time).
- Перерегулювання (Overshoot).
- Максимальне значення (Pic).

При цьому робастність (грубість) налаштування системи виражається параметрами:

- Запас стійкості по амплітуді (Gain margin).
- Запас стійкості по амплітуді (Phase margin).

В кінці таблиці робиться висновок про стійкість системи в замкненому стані Closed-loop Stability.

Controller Parameters		
	Tuned	Block
P	0.7298	1
I	0.55585	1
D	-0.10899	0
N	0.61128	100
Performance and Robustness		
	Tuned	Block
Rise time	1.39 seconds	0.8 seconds
Settling time	7.31 seconds	12.9 seconds
Overshoot	7.83 %	50 %
Peak	1.08	1.5
Gain margin	7.95 dB @ 1.63 rad/s	3.92 dB @ 1.57 rad/s
Phase margin	60 deg @ 0.611 rad/s	32.7 deg @ 1 rad/s
Closed-loop stability	Stable	Stable

Рис.1.11. Результати оптимізації САР.

У вікні оптимізації є можливість впливати на критерії налаштування регулятора. За допомогою повзункового регулятора Response Time можна змінювати швидкодію регулятора, Transient Behavior впливати на робастність системи.

1.4. Протокол досліджень

Звіт за виконання лабораторної роботи повинен містити:

1. ФСА регулювання витрати рідини.
2. Вихідні дані згідно варіанта.
3. Розрахунок параметрів моделі об'єкта регулювання.
4. MatLab/Simulink модель САР витрати.
5. Таблицю оптимальних параметрів регулятора.
6. Графік перехідної характеристики.

7. Таблицю параметрів якості регулювання.
8. Висновки по роботі.

1.5. Контрольні запитання

1. Назвіть відомі вам давачі витрати.
2. Які переваги і недоліки мають індукційні витратоміри?
3. Які переваги і недоліки мають витратоміри змінного перепаду тиску?
4. Які переваги і недоліки ультразвукових витратомірів?
5. Які методи автоматичного регулювання витрати рідини існують?
6. Яка функціональна схема регулювання витрати методом дроселювання?
7. Яка функціональна схема автоматизації витрати з відцентровим насосом?
8. Яка особливість функціональної схеми автоматизації витрати з поршневим насосом?
9. У чому суть параметричного синтезу ПІД-регулятора?
10. Які типи регуляторів використовують для регулювання витрати?

Додаток 1.1**Варіанти завдань**

Назва параметру	1	2	3	4	5	6
Довжина трубопроводу L , м	50	70	40	60	80	100
Діаметр трубопроводу d , м	0,02	0,035	0,04	0,03	0,05	0,055
Витрата рідини F_0 , м ³ /с	0,005	0,007	$45 \cdot 10^{-5}$	$9 \cdot 10^{-5}$	$8 \cdot 10^{-5}$	$7 \cdot 10^{-5}$
Втрати тиску ΔP_0 , кПа	150	180	120	200	170	190
Густина ρ , кг/м ³	1000	1000	1000	1000	1000	1000

Робота 2. Дослідження замкнутої системи автоматичного регулювання тиску

2.1. Мета роботи

Ознайомитися з математичним описом об'єктів регулювання тиску, дослідити САР тиску газу при використанні регуляторів із різними законами регулювання, оптимізувати структуру та параметри автоматичних регуляторів.

2.2. Теоретичні відомості

2.2.1 Загальні відомості

Тиск є одним із визначальних технологічних параметрів (величин, координат) багатьох технологічних процесів (ТП), як-от:

- переміщення речовин рідких і газоподібних;
- нагрівання та охолодження;
- випарювання та випаровування;
- штучного охолодження;
- абсорбції;
- висушування;
- проведення хімічних перетворень в газовій фазі та багато інших технологічних процесів.

Основними апаратами, в яких необхідно контролювати та регулювати тиск, є насоси, компресори, вентилятори, випарні апарати, газопроводи, ректифікаційні колони, абсорбційні колони, ресивери, нагрівальні печі, сушарки, топки котлів, барабани котлоагрегатів, парові колектори, парові магістралі, водогони, газові реактори та багато інших апаратів. Тиск в цих апаратах може змінюватись від декількох Па до декількох МПа. Джерелом тиску речовин можуть бути механічні, теплові, хімічні, комбіновані, біологічні процеси і інші. Здебільшого тиск газу регулюють

дроселюванням. Як відомо дроселювання газу супроводжується тепловим ефектом - охолодженням. В залежності від умов розширення і теплообміну з оточуючим середовищем процеси розширення поділяють на ізотермічні (теплообмін з оточуючим середовищем забезпечує сталість температури), адіабатичні (відсутній теплообмін з оточуючим середовищем), політропний (має місце обмін з оточуючим середовищем, але весь тепловий ефект розширення не змінюється теплообміном). Враховуючи, що температура газу впливає на його тиск, при регулюванні тиску необхідно враховувати тепловий ефект дроселювання газу.

Зміна тиску газу є індикатором небалансу матеріальних потоків гідравлічної ємності.

У більшості випадків тиск в ємності регулюється шляхом зміни матеріальних потоків, в окремих випадках шляхом зміни витрати енергетичних потоків (парогенератори, барометричні конденсатори тощо).

2.2.2 Регулювання тиску газу

Функціональна схема регулювання тиску в резервуарі наведено на рисунку 2.1.

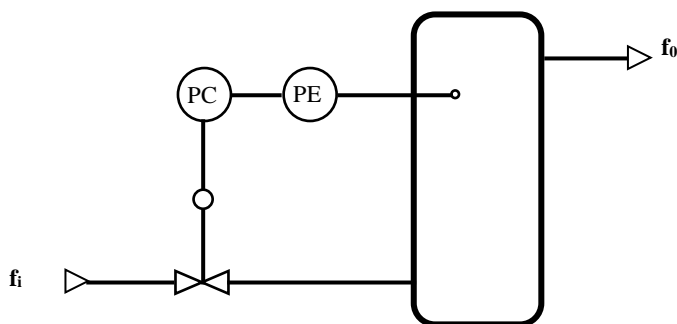


Рис. 2.1. ФСА процесу керування тиском

Поведінка ідеальних газів описується рівнянням Менделєєва-Клапейрона:

$$PV = MRT \quad (2.1)$$

де P - тиск газу; V - об'єм газу; M - число молей газу; R - питома газова стала; T - абсолютна температура.

Відповідно, при постійному об'ємі системи залежність швидкості зміни тиску від кількості речовини буде мати вигляд:

$$\frac{dP}{dt} = \frac{dM}{dt} \cdot \frac{R \cdot T}{V} \quad (2.2)$$

Якщо R і T сталі, то швидкість зміни кількості газу рівна різниці масових витрат вхідного і вихідного потоків:

$$\frac{dP}{dt} = \frac{F \cdot R \cdot T}{V} (f_i - f_o) , \quad (2.3)$$

де F - номінальна масова витрата газу; f_i і f_o - відносна витрата вхідного і вихідного потоків відповідно.

Залежність тиску газу від витрати знаходимо інтегруванням рівняння (2.3):

$$P = \frac{RTF}{V} \int (f_i - f_o) dt \quad (2.4)$$

Система регулювання тиску газу використовується для приведення в рівноважний стан потоку газоподібної речовини. Об'єкти у яких регулюється тиск газу, переважно, мають властивість самовирівнювання, оскільки тиск газу в резервуарі впливає на вхідний і вихідний потоки. Резервуар є однозмінним об'єктом регулювання, тому що наявність давача тиску і регулюючого клапану призводить лише до незначного збільшення сталої часу системи.

Якщо припустити, що витрата газу який витікає з резервуара пропорційна тиску

$$f_o = kP,$$

то диференціальне рівняння об'єкту регулювання тиску можна представити рівнянням аперіодичної ланки першого порядку:

$$\frac{V}{F \cdot R \cdot T} \frac{dP}{dt} = (f_i - kP) \quad (2.5)$$

Приведемо рівняння (2.5) до нормальної форми

$$\frac{V}{F \cdot R \cdot T \cdot k} \frac{dP}{dt} + P = K f_i \quad (2.6)$$

В рівнянні (2.6) введемо позначення постійної часу об'єкта

$$T_o = \frac{V}{FRTk}$$

та коефіцієнта передачі об'єкта

$$K_o = \frac{1}{k}$$

Коефіцієнт пропорційності знаходиться за формулою

$$k = \frac{f_o}{P}$$

Використовуючи зображення Лапласа, рівняння (2.6) можна записати у операторній формі:

$$T_o P(s)s + P(s) = K_o F_i(s) \quad (2.7)$$

Передавальна функція об'єкту буде мати вигляд:

$$W(s) = \frac{P(s)}{F_i(s)} = \frac{K_o}{T_o s + 1} \quad (2.8)$$

Тиск газу легко піддається регулюванню навіть при малих габаритних розмірах об'єкту (наприклад, у трубопроводі). У більшості випадків можна використовувати пропорційні регулятори прямої дії з невеликою границею пропорційності.

2.2.3 Регулювання тиску пари

Тиск системи рідина - пара, яка знаходиться у рівноважному стані, при різниці між вхідним і вихідним потоками пари $f_i - f_o$ за час dt змінюється на величину dP . Тоді рівняння матеріального балансу системи можна записати у наступному вигляді:

$$\frac{V}{R \cdot T} \frac{dP}{dt} = f_i - f_0 \quad (2.9)$$

За рахунок різниці кількостей тепла, що входить у систему і виходить з неї, речовина переходить із однієї фази в іншу, що викликає зміну тиску в системі. При цьому рівняння теплового балансу буде мати вигляд:

$$\frac{V \cdot H_v}{R \cdot T} \frac{dP}{dt} = f_i H_i - f_0 H_0 + Q_i - Q_0, \quad (2.10)$$

де H_i і H_0 - ентальпія вихідного і вхідного потоків пари відповідно; Q_i і Q_0 - кількість тепла, яке поступає і виходить з рідиною в одиницю часу; H_v - теплота пароутворення.

Зміни масового і теплового потоків на вході і виході впливають на тиск системи. Якщо результуюча зміна ентальпії речовини в об'єкті рівна нулю, то для регулювання тиску достатньо діяти лише на масову витрату.

2.2.4 Регулювання тиску рідини

Процес регулювання тиску рідини аналогічний до процесу регулювання витрати. Але в останньому випадку існує вплив сил інерції. Знайдемо коефіцієнт передачі об'єкту при регулюванні тиску рідини враховуючи, що тиск пропорційний до квадрату витрати:

$$P = P_0 + \frac{F^2}{G_R^2} \quad (2.11)$$

де P_0 - статичний тиск в системі при витраті, рівній нулю; G_R - гідравлічний опір системи.

Диференціюючи це рівняння, отримаємо коефіцієнт передачі об'єкту:

$$\frac{dP}{dt} = \frac{2F}{G_R^2} \quad (2.12)$$

Звичайно, при повному переміщенні плунжера клапана тиск змінюється в менших межах, ніж витрата; при цьому відповідно необхідний і менший діапазон пропорційності регулятора. Інші характеристики

контуру регулювання тиску рідини знаходяться аналогічно до знаходження характеристик контуру регулювання витрати.

2.3 Порядок виконання роботи

1. Розрахувати параметри математичної моделі об'єкта відповідно до заданого варіанту (додаток 2.1).
2. Набрати у програмному середовищі Simulink замкнуту систему автоматичного регулювання як показано на рис.2.2.

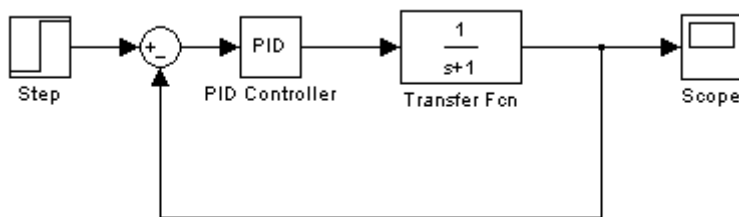


Рис.2.2.Simulink модель САР тиску.

3. В блоці PID Controller у полі Controller вибрати пропорційний закон регулювання P . За допомогою системи автоматичного синтезу регуляторів Automated tuning знайти оптимальні параметри регулятора та визначити показники якості і робастності системи автоматичного регулювання тиску.

4. Повторити синтез регуляторів для PI і PID алгоритмів регулювання та провести дослідження їх динамічних характеристик.

1.4. Протокол досліджень

Звіт за виконання лабораторної роботи повинен містити:

1. ФСА регулювання тиску.
2. Вихідні дані згідно варіанта.

3. Розрахунок параметрів моделі об'єкта регулювання.
4. Simulink модель САР тиску.
5. Графіки перехідних характеристик і таблиці результатів оптимізації з Р-регулятором.
6. Графіки перехідних характеристик і таблиці результатів оптимізації з PI-регулятором.
7. Графіки перехідних характеристик і таблиці результатів оптимізації з PID-регулятором.
8. Висновки по роботі.

2.5. Контрольні запитання

1. В яких апаратах необхідно регулювати тиск?
2. Які способи регулювання тиску газу у технологічному процесі?
3. Напишіть рівняння, яким описується стан ідеального газу.
4. Що таке самовирівнювання?
5. Які регулятори найчастіше використовуються для регулювання тиску газу?
6. Запишіть рівняння матеріального балансу системи рідина-пара.
7. Як залежить тиск рідини від витрати та гідравлічного опору системи?
8. Як позначається регулятор тиску на функціональних схемах?
9. Як позначається давач тиску на функціональних схемах?
10. Які типи регуляторів використовуються для регулювання тиску?

Додаток 2.1

Варіанти завдань

Назва параметра	1	2	3	4	5	6
Об'єм газу - $V, \text{ м}^3$	15	20	18	12	17	22
Універсальна газова стала -R, Дж/(моль*К)	8.31					
Абсолютна температура- $T, \text{ }^\circ\text{C}$	100	130	160	190	220	250
Номінальна масова витрата $F, \text{ кг/с.}$	0.5	0.2	0.7	0.4	0.6	0.3
Тиск $P, \text{ МПа}$	0.000 6	0.000 4	0.000 8	0.000 5	0.00 04	0.00 07
Відносна витрата вхідного потоку $-f_i$	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5

Робота 3. Дослідження замкнутої системи автоматичного регулювання концентрації

3.1. Мета роботи

Проаналізувати змішувач як об'єкт регулювання, вибрати раціональну структуру та мінімізувати динамічні похибки контуру регулювання показників якості засобами інструментального пакету Simulink Design Optimization

3.2. Теоретичні відомості

3.2.1. Загальні відомості

При раціональній організації масообмінних процесів (абсорбція, екстракція, ректифікація, адсорбція, сушка); теплових процесів (випарювання, кристалізація); та реакційних процесів (нейтралізація, синтез, заміщення і т.п.), основним параметром оптимізації є показники якості продукції до яких відносять: концентрацію, густину, хімічний склад, рН, Eh, вологість і інші.

Вимірювання показників якості, в більшості випадків, є досить складною технічною задачею, оскільки на фізичний перетворювач (сенсор), крім контрольної величини, впливає цілий ряд інших факторів, так званих неінформативних параметрів, які значно спотворюють результат вимірювання, а багато показників взагалі не контролюються через відсутності відповідної апаратури.

Для аналізу речовин необхідно відбирати пробу, тому більшість давачів мають транспортне і перехідне запізнення, а їх величина визначається конструктивними особливостями давача. Багато давачів є періодичної дії, тому ще виникає запізнення через цикл аналізу і

інформація, одержана з давачів, не відтворює реального значення показника якості на даний момент часу.

Зокрема, при керуванні процесами нейтралізації використовують рН-метри. Їхня крива титрування суттєво нелінійна, а витрата реагентів змінюється у дуже широкому діапазоні. Тому контури регулювання рН повинні мати для дозування реагентів два регулюючих органи, один з яких змінює витрату в широкому діапазоні, а другий у вузькому і включення їх в роботу залежить від значення рН.

При створенні систем регулювання показників якості за можливості необхідно використовувати заглибні давачі, які монтуються безпосередньо на технологічній апаратурі, тоді відпадає необхідність відбору проб і час запізнення зменшується.

Використання методів вимірювання непрямих показників якості за допомогою інших параметрів, які легко вимірюються (температурна дисперсія) в багатьох випадках значно полегшує задачу керування технологічного процесу за показниками якості.

Розглянемо детальніше процес регулювання якості при змішуванні двох речовин (рідин).

3.2.2. Змішувач як об'єкт керування

Перемішування широко застосовується в хімічній промисловості для приготування суспензій, емульсій і розчинів. Завдяки перемішуванню досягається щільне зіткнення частинок і неперервне оновлення поверхні взаємодії речовин. Внаслідок цього при перемішуванні значно прискорюються процеси масообміну, наприклад розчинення твердих речовин в рідинах, процеси теплообміну і протікання багатьох хімічних реакцій. Перемішування використовують для прискорення

абсорбції, випарювання і інших основних процесів хімічної технології.

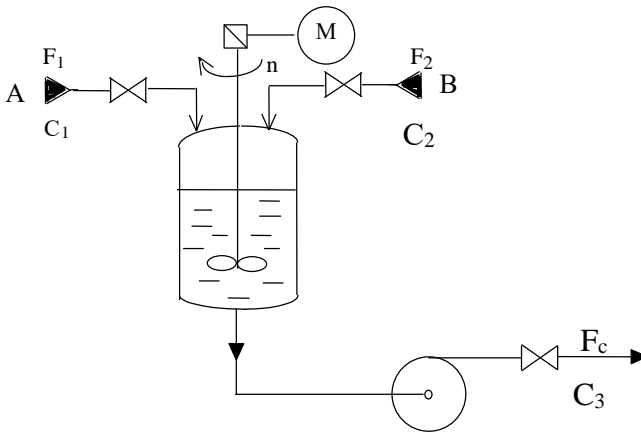


Рис. 3.1. Технологічна схема змішувача
 F_1, F_2, F_c - витрати компонентів і суміші; C_1, C_2, C_3 - концентрації

Найбільш розповсюдженим способом перемішування в рідинних середовищах є механічне перемішування за допомогою мішалок, що мають лопаті різних конструкцій. Також застосовують перемішування стиснутим повітрям. Інколи рідини перемішують багатократним перекачуванням їх насосом через апарат, тобто шляхом циркуляції в замкненому контурі. Обидва останніх способи вимагають порівняно великої витрати енергії, а перемішування повітрям може привести до окислення або випарювання продуктів.

Основними характеристиками процесу перемішування є: витрати енергії, ефективність перемішування і необхідна концентрація суміші.

В різних процесах ефективність перемішування визначається по-різному. Наприклад, при суспензуванні ефективність перемішування характеризується рівномірністю розподілення твердих частинок в рідині і

швидкістю досягнення достатньої рівномірності. Якщо перемішування застосовується для інтенсифікації теплообміну, ступінь перемішування може визначатися зростанням коефіцієнта тепловіддачі в середовищі яке перемішують. При проведенні хімічних реакцій з речовинами різних фаз інтенсивне перемішування прискорює швидкість реакції в декілька разів. Масообмінні процеси і хімічні реакції вимагають щільного контакту і гомогенності середовища, а цього можна досягнути за рахунок інтенсивного перемішування.

На рисунку 3.2 показана структурна схема взаємозв'язку технологічних параметрів і факторів, що впливають на роботу змішувача.

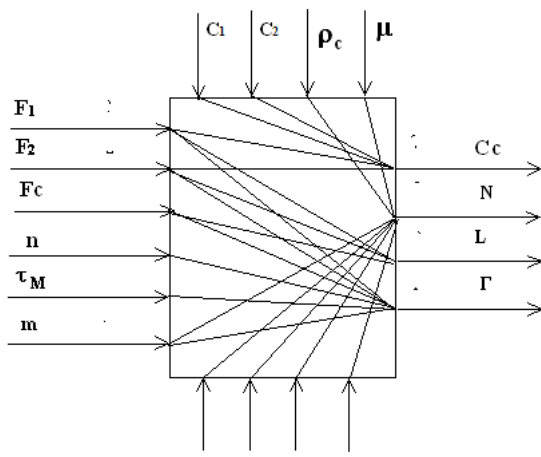


Рис.3.2. Структурна схема взаємозв'язку технологічних параметрів і факторів , що впливають на роботу змішувача

F_1, F_2, F_c - витрати рідин A, B і суміші; n - оберти мішалки; T_M - час перебування рідини в мішалці; m - маса рідини; C_1, C_2, C_c - концентрації; N - потужність лопаті; L - рівень; Γ - ефективність перемішування; ρ_0 - густина суміші; φ коефіцієнт опору; d - діаметр лопаті; d_c - діаметр частинки; D - діаметр мішалки.

До основних параметрів мішалки необхідно віднести: концентрацію суміші, потужність, рівень в змішувачі, ефективність перемішування.

Основними величинами якими можна впливати на процес перемішування є: оберти мішалки, витрата рідин A , B і суміші, час перебування суміші в змішувачі та рівень рідини.

До збурюючих величин віднесемо: концентрацію рідин A і B , густини рідин A і B та суміші, в'язкість рідин A і B та суміші.

До факторів, що також впливають на ступінь перемішування належать: коефіцієнт опору, діаметр лопаті, діаметр мішалки і діаметр частинок.

Для конкретного змішувача величини d , D сталі і при оптимізації розрахунку змішувача можуть бути вибрані оптимальні розміри, що забезпечують мінімальне споживання енергії для приводу в дію лопаті при достатньому G .

На збурюючі зовнішні величини впливати не можна, так як вони визначаються попереднім технологічним процесом. Також не можна в багатьох випадках впливати на витрату суміші, бо вона визначається наступним технологічним процесом.

Для оптимізації технологічного процесу впливають на витрати рідин A і B , а також на оберти мішалки.

Витрати рідин A і B і їх концентрації є основними факторами при роботі мішалки, тому вони в першу чергу повинні бути враховані при оптимізації її роботи.

3.2.3. Математична модель змішувача

Рівняння статички змішувача можна записати:

$$F_1 C_1 + F_2 C_2 - F_c C_c = 0 \quad (3.1)$$

Рівняння матеріального балансу змішування є :

$$F_1 + F_2 - F_c = 0 \quad (3.2)$$

Враховуючи зміну акумульованої речовини, концентрацію якої необхідно підтримувати, можна записати рівняння динаміки змішувача відносно концентрації C_c :

$$\frac{d(mC^*)}{dt} = F_1 C_1 + F_2 C_2 - F_c C_c, \quad (3.3)$$

де m - кількість суміші в змішувачі; C^* - концентрація цільового компонента в змішувачі, при необхідному ступені перемішування $C^* = (C_2)$.

Крім концентрації в змішувачі необхідно регулювати рівень як допоміжний параметр.

Другим важливим параметром, який необхідно підтримувати на оптимальному рівні є споживана потужність, яка потрібна для обертання лопаті N .

$$N = P \omega_{cp} = Pa\omega, \quad (3.4)$$

де ω - циклічна швидкість на кінці лопаті;

a - коефіцієнт пропорційності, постійний для лопаті певної форми.

Сила, що діє на лопать мішалки рівна:

$$P = \psi \rho_c d^2 a^2 \omega^2, \quad (3.5)$$

де ψ - коефіцієнт опору; d - діаметр лопаті мішалки; ρ_c - густина суміші.

Підставимо (3.5) в (3.4) з врахуванням, що $\omega = \pi d n$ тоді:

$$N = \psi \pi^3 a^3 \rho_c d^5 n^3 \quad (3.6)$$

Позначимо добуток $\psi \pi^3 a^3$ через c , одержимо кінцевий вираз:

$$N = c d^5 n^3 \rho_c, \text{ Вм} \quad (3.7)$$

Коефіцієнт c визначається з експерименту. Він залежить не тільки від форми лопаті і посудини в якій відбувається перемішування, але й від критерію Рейнольдса Re , тому що в залежність c входить коефіцієнт опору ψ , який є функцією Re . Таким чином, $c=f(Re)$.

Для мішалок критерій Re має вигляд:

$$Re = \frac{nd^2\rho c}{\mu_c} \quad (3.8)$$

де μ_c - в'язкість суміші.

По значенню Re визначають c для різних форм мішалок.

Як видно з проведеного аналізу потужність, що затрачається на перемішування для конкретних мішалок в значній мірі залежить від кількості обертів n , тому для оптимізації процесу перемішування треба чітко знати якої ступені перемішування речовин необхідно добиватись.

Рівномірний розподіл твердої фази в рідині при одержуванні суспензій досягається при деякому числі обертів мішалки n_o , при якому значення осьової складової швидкості потоку рівне або більше швидкості осадження ω_o найбільш великих твердих частинок, тому при одержанні зависання твердих частинок в рідині ефективність перемішування можна оцінювати за певним числом обертів n_o мішалки.

Значення n_o в залежності від фізичних властивостей твердої і рідкої фаз визначають із залежності (3.9) :

$$Re = \frac{n_o d^2 \rho_c}{\rho \mu_c} = c G_n^k \left(\frac{\rho_T}{\rho_c} \right)^l \left(\frac{dr}{d} \right)^m \left(\frac{D}{d} \right)^n, \quad (3.9)$$

де $G_n = \frac{d^3 \rho_c^2 g}{\mu_c^2}$ - критерій Галілея; dr - діаметр твердої частинки; ρ_T - густина твердої фази.

Значення коефіцієнтів c і показників степенів в рівнянні (3.9) приведені нижче.

Мішалки	c	к	L	m	n
Пропелера	0.105	0.6	0.8	0.4	1.9
Турбіна закрита	0.25	0.57	0.37	0.33	1.15

Рівняння (3.9) застосовують для розрахунків при валовому відношенні твердої і рідкої фази T і $P \geq 1:5$ і висоті стовпа суспензії $H=D$.

Воно виведене в результаті обробки дослідних даних, що відповідають таким умовам:

$$Re = 7.3 \cdot 10^2 - 3.8 \cdot 10^5, \quad \frac{d_r}{d} = (0.23 - 8.25) \cdot 10^{-3}$$

$$G_n = 3.5 \cdot 10^6 - 7 \cdot 10^{10}, \quad \frac{D}{d} = 2 - 3.$$

3.2.4 ФСА змішувача

На рисунку 3.3 наведено типову схему автоматизації змішувача для змішування двох компонентів A і B . Найпростіший варіант роботи змішувача є коли рідини A і B чистими компонентами і в результаті їх змішування утворюється суміш певної концентрації або її зміна за необхідним законом.

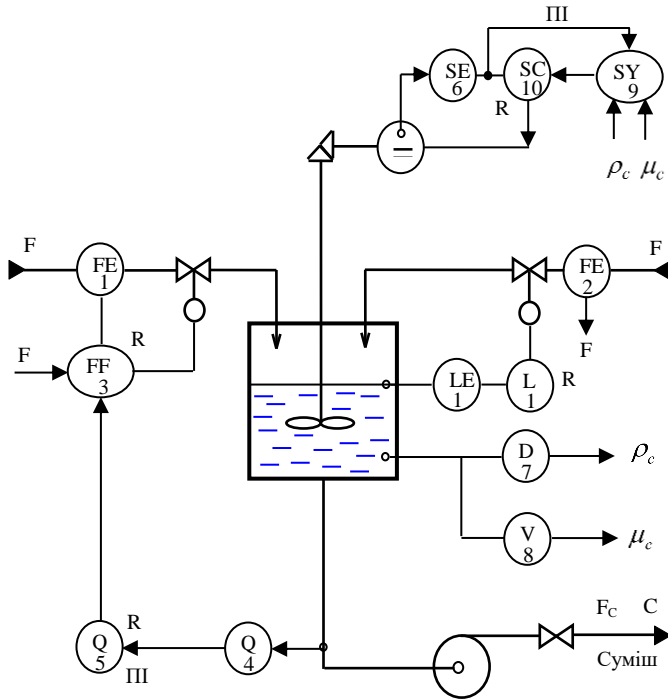


Рис. 3.3. ФСА змішувача: 1,2-давачі витрати; 3-регулятор співвідношення витрат компонентів **A** і **B**; 4-давач концентрації суміші; 5-регулятор концентрації суміші; 6- давач обертів силового двигуна; 7-давач густини суміші; 8 – давач в'язкості суміші; 9-оптимізатор обертів n ; 10-регулятор обертів; 11-давач рівня; 12 – регулятор рівня

Концентрація суміші регулюється співвідношенням витрат компонентів A і B за допомогою регулятора R_1 . Практично регулятор R_1 забезпечує необхідну концентрацію, а регулятор R_2 тільки коректує це співвідношення коли $C_c \neq C_c^0$ так, щоб плинне значення концентрації C_c дорівнювало заданому значенню C_c^0 .

3.2.5 Аналіз процесів змішування потоків

Схема регулювання складу суміші двох продуктів, приведена на рисунку 3.4, використовується для підтримки постійного складу розчину на виході з апарату шляхом зміни витрати концентрату, який подається в апарат.

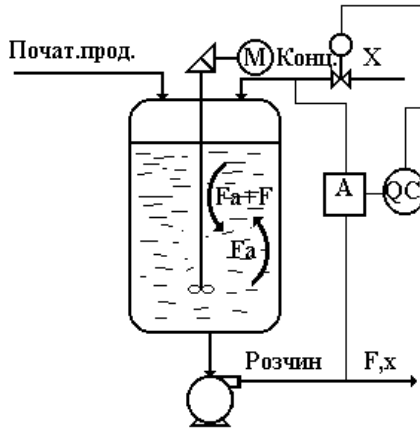


Рис.3.4. Схема регулювання складу суміші двох продуктів

При відсутності хімічної реакції розчин заданого складу утворюється в результаті змішування двох рідин в резервуарі. Цей резервуар був би односмісним об'єктом, якщо б відбувалося ідеальне перемішування, що практично неможливо. Відповідно, є деяке запізнення, яке обумовлено кінцевою швидкістю переносу частинок рідини в змішувачі від впускного отвору до випускного.

Якщо рідина в резервуарі, який показаний на рисунку, зовсім не змішується, то вона досягає вихідного отвору через відрізок часу V/F . В цьому випадку час чистого запізнення $\tau=V/F$, а постійна часу $T_o=0$. При

ідеальному змішуванню навпаки: $\tau=0$, а $T_o=V/F$. В дійсності має місце проміжний випадок.

Ступінь змішування, %	Час запізнення - τ , с	Стала часу – T , с
0	$\frac{V}{F}$	0
100	0	$\frac{V}{F}$

Характеристика роботи змішувача визначається продуктивністю циркуляційного насоса, який забирає рідину знизу і нагнітає її у верхню частину. При цьому циркулюючий потік має постійну витрату F_a . В цьому випадку час перебування частинок рідини в резервуарі, тобто час запізнення змішувача, рівний

$$\tau = \frac{V}{F_a+F} \quad (3.10)$$

Повноту змішування рідин оцінюють відношенням циркулюючого зростаючого потоку рідини до спадного потоку в резервуарі $F_a/(F_a+F)$. Тоді під постійною часу резервуару можна розуміти частину ємності, в якій маса повністю перемішується:

$$T = \frac{V}{F} \cdot \frac{F_a}{F_a+F} \quad (3.11)$$

Час запізнення

$$\tau = \frac{V}{F} \cdot \frac{F}{F_a+F} \quad (3.12)$$

Треба зауважити, що

$$T + \tau = \frac{V}{F} \quad (3.13)$$

Останнє рівняння підтверджує те, що середній час перебування рідини в резервуарі не перебільшує величини V/F , незалежно від того, відбулося повне чи неповне змішування.

Розмірний коефіцієнт передачі об'єкта, зображеного на рисунку (рис.3.4), є першою похідною від складу продукту на виході x по витраті концентрату X .

Складемо рівняння матеріального балансу відносно вимірювального компоненту:

$$X = F \cdot x \quad (3.14)$$

Звідки

$$\frac{dx}{dX} = \frac{1}{F} \quad (3.15)$$

Оскільки номінальна витрата рідини F , як було показано вище, є постійною величиною, то коефіцієнт передачі об'єкту також є постійним.

Розмірний коефіцієнт передачі об'єкту при регулюванні складу суміші завжди можна вирахувати з рівняння матеріального балансу, яке складено відносно речовини, яка поступає в об'єкт і виходить з нього. Якщо склад речовини, яка виходить з об'єкту, регулювати зміною її витрати на вході, як показано на рисунку, то об'єкт буде лінійним. Якщо ж склад речовини на виході регулювати зміною її витрати на виході з об'єкту, тоді він буде описуватися рівнянням гіперболи:

$$x = \frac{X}{F} \quad (3.16)$$

Звідки

$$\frac{dx}{dF} = -\frac{X}{F^2} \quad (3.17)$$

Аналогічна залежність зустрічалася при регулюванні об'єкту температури, коли задана температура охолоджуючого середовища підтримувалася зміною її витрати. При регулюванні складу і температури суміші регульований параметр завжди є функцією відношення обох змінних величин.

3.3. Інструментальний пакет Simulink Design Optimization

Інструментальний пакет Simulink Design Optimization надає інтерактивні інструменти та блоки для аналізу і налаштування параметрів динамічних моделей.

У цьому пакеті знаходяться графічні інтерфейси Signal Constraints, що реалізують методи динамічної оптимізації. Для оптимізації систем автоматичного регулювання із цього пакету використовують блок Check Step Response Characteristics (рис.3.5).

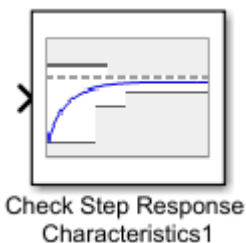


Рис.3.5. Блок оптимізації нелінійних та лінійних систем Simulink Design Optimization / Signal Constraints

Перед завантаженням Simulink і використанням блоку у командному вікні Matlab або М-файлі необхідно задати початкові значення параметрів регулятора, які будуть уточнені в процесі оптимізації (рис.3.6).

```
Command Window
>> Kp=1
Kp =
    1
>> Ki=1
Ki =
    1
>> Kd=0
Kd =
    0
fx >> |
```

Рис.3.6. Початкові значення параметрів регулятора

Після побудови моделі у блоці у блоці PID-регулятора ці параметри вказуються як змінні (рис.3.7).

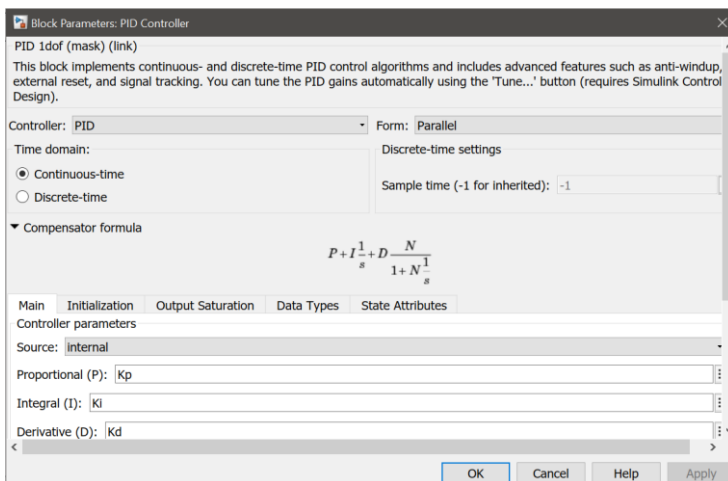


Рис.3.7. Блок параметрів регулятора

В блоці налаштування блока оптимізації задаються необхідні показники якості перехідного процесу, як реакції на одноступінчастий сигнал (рис.3.8).

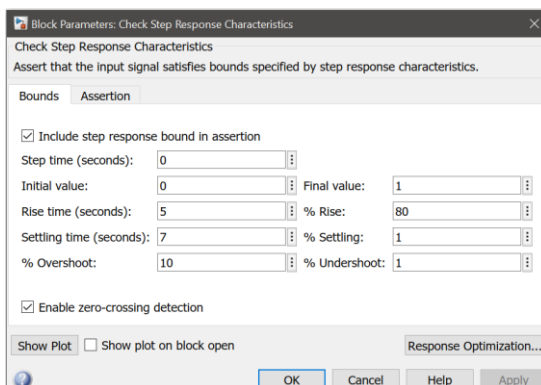


Рис.3.8. Вікно параметрів блока оптимізації за замовчуванням

Назви параметрів відповідають показникам якості за перехідною характеристикою (рис.3.9).

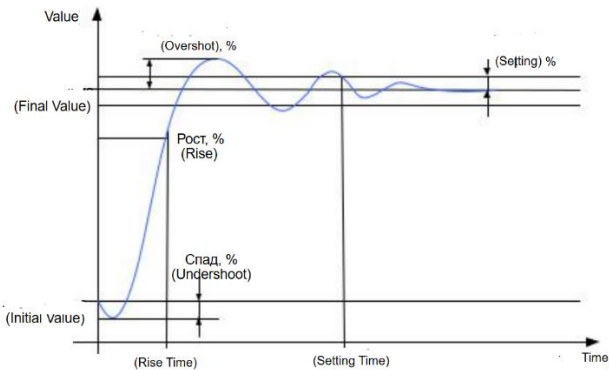


Рис.3.9.Параметри якості за перехідною характеристикою

Після натискання кнопки Response Optimization у вікні (рис.3.8) відкривається діалогове вікно оптимізатора (рис.3.10).

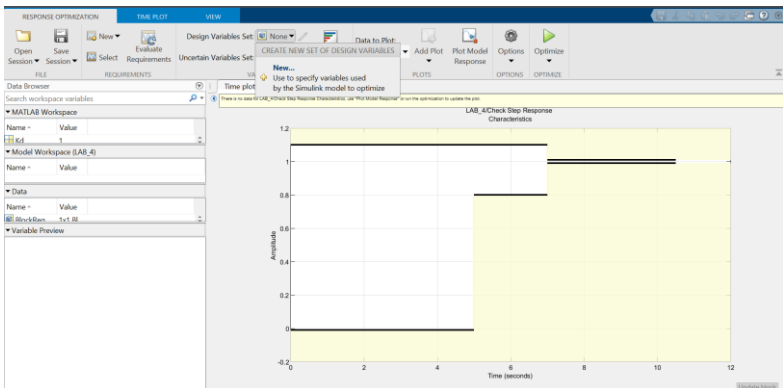


Рис.3.10. Діалогове вікно оптимізатора.

В робочому вікні оптимізатора появляються лінії розраховані за параметрами заданими в блоці (рис.3.8), що утворюють коридор, у який повинна укладатися перехідна характеристика оптимізованої системи.

Перед запуском процедури оптимізації кнопкою Optimize необхідно призначити параметри, зміною яких здійснюється оптимізація. Для цього на панелі інструментів натискають кнопку Design Variables Set і опцію None змінюють на New. Після цього з'являється вікно призначення змінних оптимізації (рис.3.11).

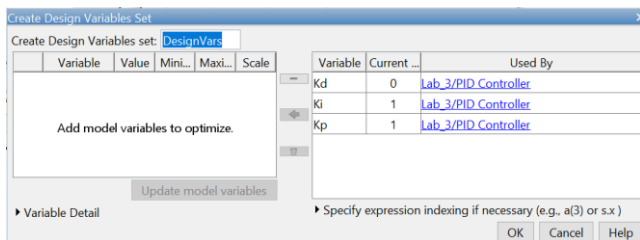


Рис.3.11. Вікно призначення змінних оптимізації

В цьому вікні за допомогою стрілки змінні Kp, Ki, Kd з правої частини переміщують у ліву та закривають вікно.

Процес оптимізації розпочинається після натискання кнопки Optimize на панелі інструментів при цьому з'являється вікно Optimization Progress Report, яке для зручності бажано прикрити. Через певний проміжок часу в робочому вікні будуть побудовані криві перехідних процесів від початкового до оптимізованого (рис.3.12).

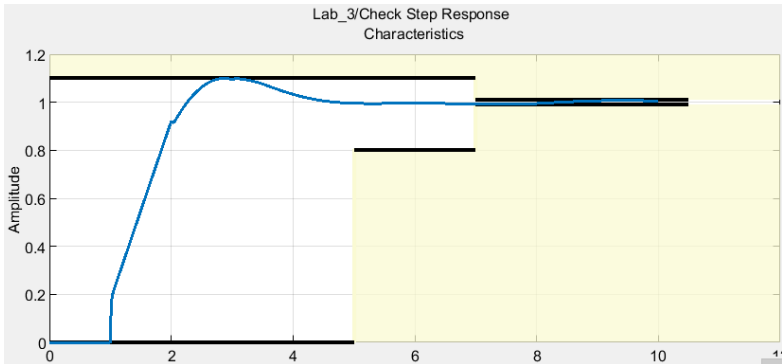


Рис.3.12.Вікно відображення процесу оптимізації.

Результати оптимізації виводяться у вигляді таблиці:

▼ MATLAB Workspace	
Name ^	Value
Kd	0.1683
Ki	0.7440
Kp	0.9158

▼ Model Workspace (Lab_3)	
---------------------------	--

Основною перевагою використання блока Check Step Response Characteristics є оптимізація нелінійних систем без попередньої їх лінеаризації. До недоліків можна віднести необхідність попереднього оцінювання характеристик САР.

3.4. Порядок виконання роботи

1. Розрахувати сталі часу та коефіцієнт передачі об'єкта регулювання за даними згідно свого варіанту (додаток 3.1).

2. У робочій області (workspace) командного вікна Matlab задати початкові значення коефіцієнтів передачі регулятора.

3. Побудувати в пакеті Matlab/Simulink замкнуту систему автоматичного регулювання, як показано на рис.3.13.

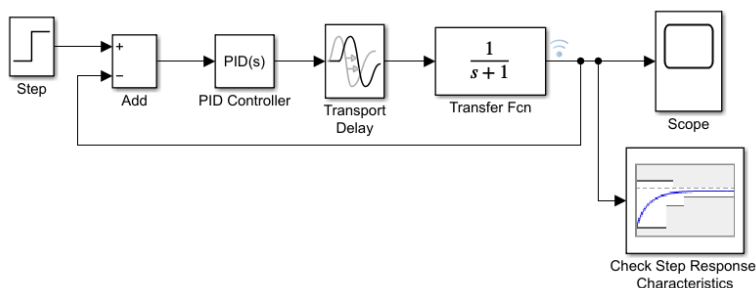


Рис.3.13. Matlab/Simulink модель АСР концентрації.

4. В блоці PID Controller змінити коефіцієнти передачі на символічні змінні з workspace. Задати параметри інших блоків і час моделювання, попередньо оцінивши можливий час перехідного процесу.

5. В блоці Check Step Response Characteristics задати бажані оцінки якості перехідного процесу та перейти в діалогове вікно оптимізатора кнопкою Response Optimization.

6. Замінити відповідні значення оптимізованих параметрів моделі назвами змінних із workspace.

7. Провести моделювання та зберегти результати.

4.4. Протокол досліджень

Звіт за виконання лабораторної роботи повинен містити:

1. ФСА регулювання рівня рідини в резервуарі.
2. Вихідні дані згідно варіанта.
3. Розрахунок параметрів моделі об'єкта регулювання.

4. MatLab/Simulink модель САР рівня рідини.
5. Таблицю бажаних показників якості регулювання.
6. Таблицю оптимальних параметрів регулятора.
7. Графік перехідної характеристики.
8. Висновки по роботі.

3.3. Контрольні запитання

1. Які основні характеристики процесу перемішування?
2. Як характеризується ефективність перемішування?
3. Які основні параметри регулювання змішувача?
4. Зміною яких величин можна впливати на процес перемішування?
5. Які існують збурюючі фактори в досліджуваній системі?
6. Які параметри слід оптимізувати для конкретного змішувача?
7. Яким способом регулюється концентрація суміші в перемішувачі?
8. Назвіть основний фактор, що обмежує швидкість аналізу продуктів в аналізаторах.
9. Які переваги оптимізатора Check Step Response Characteristics?
10. Які недоліки оптимізатора Check Step Response Characteristics?

Варіанти завдань

Назва параметру	1	2	3	4	5	6	7	8
Об'єм резервуара $V, \text{ м}^3$	1	1	2	2	3	3	4	4
Ступінь перемішування $\frac{F_a}{F} \cdot 100\%$	40	45	50	55	60	65	70	75
Номінальна витрата розчину $F, \text{ м}^3/\text{хв}$	0,5	1	1.5	2	2.5	3	3.5	4

Робота 4. Дослідження замкнутої системи автоматичного регулювання рівня

4.1. Мета роботи

Ознайомитись математичним аналізом резервуара як об'єкта регулювання рівня, освоїти методику налаштування регулятора на основі частотної характеристики об'єкта засобами PID Tuner.

4.2. Теоретичні відомості

4.2.1 Загальні відомості

В залежності від технологічного обладнання і методу вимірювання, об'єкти рівня описуються різними математичними виразами:

1. Резервуар з постійним витоком. В резервуар поступає потік рідини F_i , одночасно з нього насосом-дозатором відкачується потік з постійною витратою F_0 . В цьому випадку рівень рідини в резервуарі можна регулювати, змінюючи витрату потоку рідини на вході (рис.4.1).

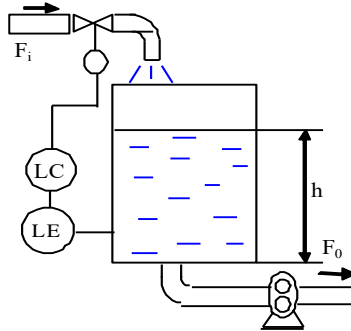


Рис.4.1. Схема автоматизації резервуара з постійним витоком.

Швидкість зміни об'єму рідини V в резервуарі дорівнює різниці витрат рідини на вході і виході:

$$\frac{dv}{dt} = F_i - F_0. \quad (4.1)$$

Після інтегрування

$$V = \int (F_i - F_0) dt. \quad (4.2)$$

Для вертикального резервуару, з сталою по висоті площею поперечного перерізу, відносний рівень рідини дорівнює її відносному об'єму:

$$h = \frac{\Delta v}{V}, \quad (4.3)$$

або, враховуючи попереднє рівняння

$$h = \frac{1}{V} \int (F_i - F_0) dt, \quad (4.4)$$

де V - об'єм резервуару.

Для того, щоб подати це рівняння в безрозмірному вигляді, віднесемо витрати потоків на вході в резервуар і на виході з нього до максимальної пропускної здатності клапана на вхідному трубопроводі F :

$$h = \frac{F}{V} \int (f_i - f_0) dt, \quad (4.5)$$

де f_i і f_0 - відносний притік рідини в резервуар і відносна витрата рідини з резервуару.

Таким чином, стала часу такого об'єкту дорівнює:

$$T_o = \frac{V}{F}, \quad (4.6)$$

а його передавальна функція відповідає інтегруючій ланці

$$W_o(s) = \frac{1}{T_o s}.$$

2. Резервуар з вільним витоком. Якщо замість насоса-дозатора поставити регулюючий клапан, то підвищення рівня рідини викличе збільшення витрати рідини з резервуару. Така дія, направлена на встановлення рівноваги в системі називається самовирівнюванням. Вплив самовирівнювання аналогічний до дії П-регулятора, який ніби знаходиться в середині об'єкта.

Для лінеаризованого об'єкта витрата рідини, яка витікає з резервуару, прямопропорційна її напору:

$$f_0 = kh, \quad (4.7)$$

де k - коефіцієнт пропорційності.

Рівень рідини не змінюється в часі лише при $f_0=f_i$. Інакше, будь-яка постійна по величині зміна притоку рідини в резервуар відносно її витрати при рівноважному стані об'єкту приведе до встановлення нового значення рівня:

$$h = \frac{f_i}{k} \quad (4.8)$$

При стрибкоподібному збільшенні притоку рідини в резервуар рівень в перший момент часу почне змінюватися з тою самою швидкістю, з якою він змінювався б в об'єкті без самовирівнювання, так як витрата рідини з резервуару f_0 ще не почала збільшуватися. З наближенням f_0 до f_i швидкість підвищення рівня падає. Нове постійне значення рівня рідини в резервуарі досягається за нескінченно великий проміжок часу:

$$\frac{dh}{dt} = \frac{F}{V} (f_i - f_0) \quad (4.9)$$

Підставляючи значення f_0 , одержимо

$$\frac{dh}{dt} = \frac{F}{V} (f_i - kh) \quad (4.10)$$

або

$$\frac{V}{Fk} \frac{dh}{dt} + h = \frac{f_i}{k} \quad (4.11)$$

В цьому диференціальному рівнянні першого порядку регулюючий параметр h зв'язаний з керуючою дією f_i як в встановленому, так і в перехідному стані. Треба зауважити, що постійна часу такого об'єкту буде дорівнювати:

$$T_o = \frac{V}{Fk}, \quad (4.12)$$

а коефіцієнт передачі:

$$K_o = \frac{1}{k}. \quad (4.13)$$

3. Об'єкт регулювання рівня рідини можна розглядати і як двоємнісний, оскільки давач рівня часто буває винесений у додаткову вимірювальну камеру (рис.4.2).

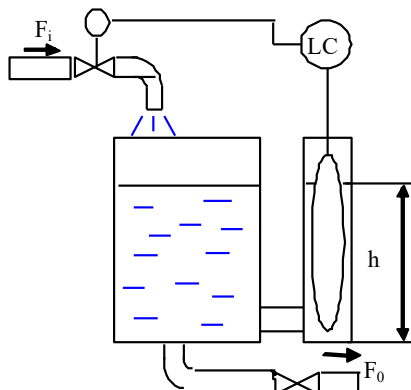


Рис.4.2. Схема автоматизації двоємнісного об'єкта.

До основного резервуару під'єднана вимірювальна камера, в якій фіксується рівень рідини в резервуарі; при цьому зміна рівня в камері відстає від зміни рівня в резервуарі.

$$T_2 \frac{dc}{dt} + c = h \quad (4.14)$$

Постійна часу в камері представляє собою результат від ділення об'єму камери на максимальну швидкість подачі рідини в камеру. Підставимо рівняння (4.11) в (4.14) і отримаємо:

$$c + T_2 \frac{dc}{dt} + \frac{V}{Fk} \left(\frac{dc}{dt} + T_2 \frac{d^2c}{dt^2} \right) = \frac{f_i}{k}, \quad (4.15)$$

або

$$\frac{V * T_2}{F * k} \frac{d^2c}{dt^2} + \left(T_2 + \frac{V}{F * k} \right) \frac{dc}{dt} + c = \frac{f_i}{k} \quad (4.16)$$

На основі останнього рівняння передавальна функція для такого об'єкту буде мати вигляд:

$$W_o(s) = \frac{1}{(T_1s+1)(T_2s+1)} \quad (4.17)$$

Постійні часу розраховують за формулами:

$$T_1 = \frac{V}{F * k}, \quad (4.18)$$

$$T_2 = \frac{V_{кам}}{v_{max}}. \quad (4.19)$$

4.2.2. PID Tuner налаштування регулятора на основі частотної характеристики об'єкта

Налаштування ефективних параметрів регулятора як при моделюванні САР, так і на реальному об'єкті, залишається актуальною задачею при побудові систем регулювання, зважаючи на суперечливі вимоги у забезпеченні високої динамічної точності стабілізації регульованої змінної і стійкості системи. Ця задача потребує крім знань теорії автоматичного керування, також і навиків застосування сучасних пакетів програм MATLAB, що забезпечують аналіз і синтез систем керування.

ПІД-тюнер на основі частотної реакції налаштовує коефіцієнти передачі ПІД-регулятора на основі експерименту моделювання, з якого оцінюється частотна характеристика об'єкта. Це особливо корисно для налаштування або повторного налаштування коефіцієнтів передачі ПІД-регулятора для установки, яку не можна лінеаризувати.

Процес налаштування ПІД-регулятора на основі частотної характеристики починається з оцінювального експерименту, який розриває контур на вході об'єкта та подає на об'єк синусоїдальні сигналами. Потім тюнер використовує отримані дані для оцінки частотної характеристики установки. Далі, він використовує оцінену частотну характеристику для обчислення коефіцієнтів ПІД для збалансування продуктивності та надійності САР.

Вікно налаштування параметрів процесу оптимізації наведено на рис.4.3. Серед основних показників, які

потрібно змінити у таблиці для заданого об'єкта відносяться:

- Start Time t_0 , який відповідає часу переходу об'єкта до усталеного режиму;
- Duration (t_{span})- тривалість експерименту приймається, як правило $t_{span} = 50 t_0$;

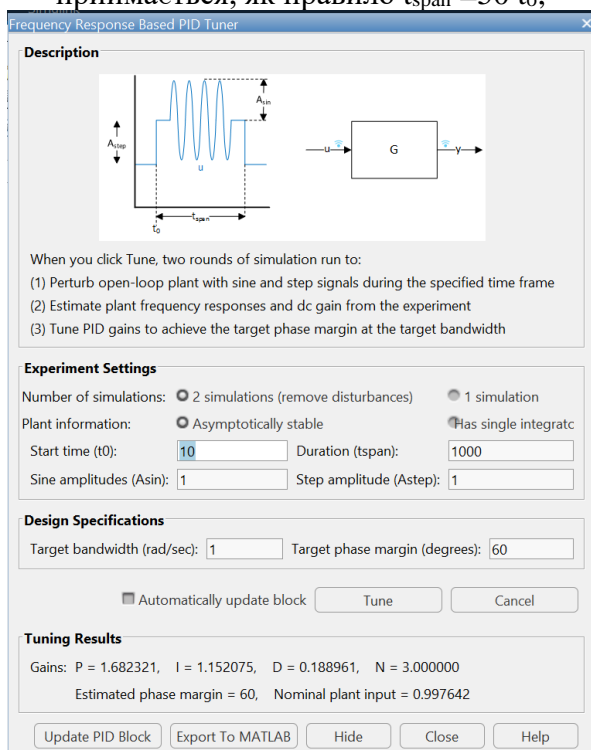


Рис.4.3. Вікно налаштування оптимізатора

Вимоги до якості оптимізованої АСР задаються в полі Target phase margin, що забезпечує бажаний запас стійкості по фазі. Запас стійкості по фазі запезпечує перерегулювання в замкнутій системі не більше 10%. Швидкодія оптимізованої системи задається частотою смуги пропускання САР в полі Target bandwidth, яку

оцінюють за часом бажаного наростання перехідної характеристики t_r за формулою $\omega_c = 2/t_r$.

Якщо передавальна функція об'єкта містить інтегруючу ланку, слід вибрати опцію Has single integratc.

4.3. Порядок виконання роботи.

1. Розрахувати сталі часу та коефіцієнти передачі об'єкта регулювання за даними згідно свого варіанту (додаток 4.1).

2. Після завантаження Matlab необхідно змінити робочу директорію на C/Program Files, як показано на рисунку 4.4.

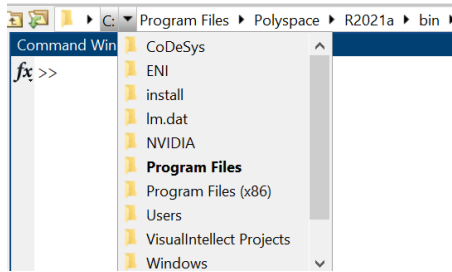


Рис.4.4. Зміна директорії Matlab.

3. Побудувати в пакеті Matlab/Simulink замкнуту систему автоматичного регулювання відповідно з рисунком 4.5.

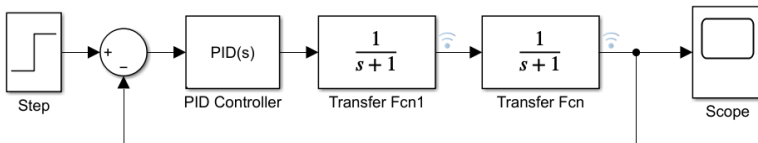


Рис.4.5. Matlab/Simulink модель АСР рівня.

4. В блоці PID Controller вибрати метод оптимізації на основі частотної характеристики об'єкта:



5. В діалоговому вікні Frequency Response Based PID Tuner вказати необхідні параметри оптимізації. Для цього попередньо необхідно оцінити бажаний час регулювання та час наростання перехідної характеристики до 80% заданого значення..

7. Провести моделювання та зберегти результати.

4.4. Протокол досліджень

Звіт за виконання лабораторної роботи повинен містити:

9. ФСА регулювання рівня рідини в резервуарі.
10. Вихідні дані згідно варіанта.
11. Розрахунок параметрів моделі об'єкта регулювання.
12. MatLab/Simulink модель САР рівня рідини.
13. Діалогове вікно налаштування Frequency Response Based PID Tuner з результатами оптимізації.
14. Графік перехідної характеристики.
15. Висновки по роботі.

4.5. Контрольні запитання

1. Чому рівна швидкість зміни об'єму рідини в резервуарі?
2. Чому рівна стала часу одноємнісного резервуару з регулюючим клапаном на виході?
3. Як визначають відставання зміни рівня рідини в вимірювальній камері від зміни рівня в резервуарі для двоємнісного об'єкта регулювання?
4. Який вигляд має функція передачі для двоємнісного об'єкта регулювання?
5. Чому рівна стала часу для двоємнісного об'єкта регулювання?
6. Яке призначення оптимізатора ПІД-тюнер на основі частотної реакції?
7. Який принцип роботи оптимізатора на основі частотної реакції?

8. Які переваги оптимізатора на основі частотної реакції?
9. Які недоліки оптимізатора на основі частотної реакції?
10. Як визначається смуга пропускання об'єкта?

Варіанти

Назва параметру	1	2	3	4	5	6	7	8
Витрата, F , м ³ /хв	1	1	1	1,5	1,5	1,5	2	2
Об'єм, V , м ³	1	2	3	1	2	3	1	2
Номінальна відносна витрата $f_i = \frac{F_i}{F}$	0,5	0,6	0,7	0,5	0,7	0,9	0,5	0,65
Номінальний рівень, h , м	0,9	1,5	2,5	0,8	1,8	2,7	0,7	1,6
Об'єм камери, $V_{кам}$, м ³	0,2	0,7	1	0,3	0,8	1	0,15	0,8
Максимальна швидкість подачі рідини в камеру, U_{max} , м ³ /хв	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,4	0,2	0,3

Робота 5. Дослідження системи автоматичного регулювання хімічним реактором

5.1. Мета роботи

Розрахувати модель хімічного реактора і дослідити замкнуту систему автоматичного регулювання температури хімічним реактором з безперервним та дискретним типами регуляторів

5.2. Теоретичні відомості

Схема регулювання температурного режиму хімічного реактора наведена на рисунку 5.1.

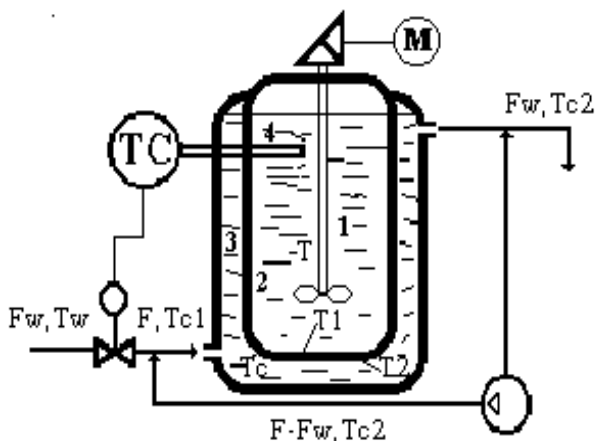


Рис. 5.1. ФСА регулювання температурного режиму хімічного реактора

Регулятор змінює кількість холодної води, яка подається в оболонку реактора, при цьому відповідно змінюється кількість тепла, яка виділяється в результаті реакції. Об'єкт характеризується тепловими ємностями: речовини в реакторі; стінок реактора; рідини, яка подається в сорочку; давача вимірювальної системи; а також запізнення, яке зв'язане з циркуляцією охолоджувальної рідини.

Оскільки тепло, яке виділяється в реакторі, відводиться через його стінки охолоджувальною водою, то теплові ємності реагуючих речовин стінки реактора і охолоджувальної рідини впливають одна на одну.

Постійні часу об'єкта регулювання можна знайти з рівняння теплового балансу системи в перехідному режимі для кожної поверхні теплообміну.

Складемо рівняння теплового балансу для внутрішньої поверхні стінки реактора, приймаючи, що швидкість виділення тепла в реакторі постійна. Тепло, яке виділяється в результаті реакції, витрачається на нагрівання поверхні стінки реактора і на підвищення температури речовини.

Рівняння теплового балансу має вигляд:

$$Q = k_1 \cdot A \cdot (T - T_1) + W_1 \cdot C_1 \frac{dT}{dt}, \quad (5.1)$$

де Q - кількість тепла, що виділяється; k_1 - коефіцієнт тепловіддачі від речовини до стінки реактора; A - поверхня теплообміну; T - температура реагуючих речовин в реакторі; T_1 - температура внутрішньої стінки реактора; W_1 - маса реагуючих речовин; C_1 - питома теплоємність реагуючих речовин.

Приведемо попереднє рівняння до нормального вигляду:

$$\frac{W_1 \cdot C_1}{k_1 \cdot A} \frac{dT}{dt} + T = T_1 + \frac{Q}{k_1 \cdot A}. \quad (5.2)$$

Коефіцієнт біля першої похідної в рівнянні (5.2) є постійна часу:

$$\tau_1 = \frac{W_1 C_1}{k_1 A}. \quad (5.3)$$

Тобто, передача тепла від реагуючих речовин до внутрішньої поверхні стінки реактора відбувається з постійною часу τ_1 і коефіцієнтом передачі, який у встановленому режимі є рівним одиниці. Якщо величина $k_1 A$ невідома, то її можна замінити виразом $Q/(T-T_1)$. Тоді τ_1 можна визначити з рівняння:

$$\tau_1 = \frac{W_1 C_1}{Q} (T - T_1) \quad (5.4)$$

Передача тепла від внутрішньої поверхні стінки реактора до зовнішньої відбувається з постійною часу:

$$\tau_2 = \frac{W_2 C_2 l}{k_2 A} = \frac{W_2 C_2}{Q} (T_1 - T_2), \quad (5.5)$$

де W_2 - маса стінок реактора; C_2 - питома теплоємність матеріалу стінки; k_2 - коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки; l - товщина стінки; T_2 - температура зовнішньої поверхні стінки.

Тепло від зовнішньої поверхні стінки передається охолоджувальній рідині з постійною часу:

$$\tau_3 = \frac{W_3 C_3}{k_3 \cdot A} = \frac{W_3 C_3}{Q} (T_2 - T_C), \quad (5.6)$$

де W_3 - маса рідини в охолоджувальній сорочці; C_3 - питома теплоємність рідини в охолоджувальній сорочці; k_3 - коефіцієнт тепловіддачі від стінок реактора до охолоджувальної рідини; T_C - середня температура охолоджувального середовища.

Аналогічно розраховується і постійна часу давача, але для більшості давачів є вже наперед визначені інерційності.

Ще необхідно врахувати запізнення (транспортне або технологічне) яке є властивим для більшості теплових об'єктів. Наприклад, в об'єкті, який розглядається, час чистого запізнення можна визначити як відношення об'єму сорочки до швидкості циркуляції рідини в ній:

$$\tau_d = \frac{V}{g}. \quad (5.7)$$

При визначенні коефіцієнта передачі об'єкта враховуємо, що вхідною величиною реактора є середня температура охолоджувального середовища, а вихідною - температура в реакторі. Її регулюють зміною витрати охолоджувального середовища, тому необхідно зв'язати цю витрату з температурою охолоджувального середовища. Для цього до потоку циркулюючого охолоджувального середовища, витрата якого $F - F_w$ при температурі T_{C2} , додають свіжий холодоносії, витрата і температура якого відповідно дорівнює F_w і T_w . При цьому утворюється суміш рідини, яка

повертається в сорочку реактора з витратою F і температурою T_{C1} .

Щоб зв'язати витрату охолоджувального середовища з її температурою, записуємо рівняння теплового балансу потоків при їх змішуванні:

$$F \cdot T_{C1} = F_W \cdot T_W + (F - F_W)T_{C2}. \quad (5.8)$$

Звідки

$$T_{C2} - T_{C1} = (T_{C2} - T_W) \frac{F_W}{F}. \quad (5.9)$$

Якщо праву частину цього рівняння виразити через теплове навантаження, то

$$T_{C2} - T_{C1} = \frac{Q}{F \cdot C_3}. \quad (5.10)$$

Приймаючи, що середня температура охолоджуючого середовища T_C дорівнює середньоарифметичному значенню температур рідин, що входять і виходять, знайдемо значення T_{C2}

$$T_{C2} = T_C + \frac{T_{C2} - T_{C1}}{2} = T_C + \frac{Q}{2F \cdot C_3}, \quad (5.11)$$

звідки з врахуванням рівняння (5.9) отримуємо

$$\frac{Q}{F \cdot C_3} = \frac{F_W}{F} \left(T_C + \frac{Q}{2F \cdot C_3} - T_W \right). \quad (5.12)$$

Розв'язуючи рівняння (5.12) відносно T_C , отримаємо

$$T_C = T_W + \frac{Q}{C_3} \left(\frac{1}{F_W} - \frac{1}{2F} \right). \quad (5.13)$$

Коефіцієнт передачі об'єкта, який є відношенням зміни середньої температури циркулюючого охолоджуючого середовища до зміни витрати свіжого холодоносія, визначається шляхом диференціювання отриманого рівняння, тобто

$$\frac{dT_C}{dF_W} = - \frac{Q}{C_3 \cdot F_W^2}. \quad (5.14)$$

Залежність (5.14) має нелінійний характер. Щоб частково компенсувати вплив цієї нелінійності для зміни витрати теплоносія використовують клапан з логарифмічною витратною характеристикою.

На основі характеристик теплового об'єкта, які приведені вище, можна зробити наступні висновки:

- 1) визначити постійні часу теплового об'єкта важко у зв'язку з взаємодією ємностей між собою;
- 2) наявність елементів з розподіленими параметрами ускладнює розрахунок контуру регулювання;
- 3) теплові об'єкти мають як мінімум одну нелінійність; властивості цих об'єктів слід визначати в кожному конкретному випадку.

5.3. Порядок виконання роботи

1. Розрахувати сталі часу об'єкта за даними згідно свого варіанту (додаток 5.1).
2. Набрати у програмному середовищі Simulink замкнуту систему автоматичного регулювання як показано на рисунку 5.2.

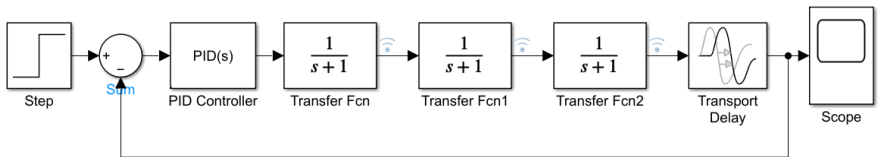


Рис. 5.2. Замкнута система автоматичного регулювання температури хімічного реактора

3. Знайти оптимальні параметри PID-регулятора Automated tuning на основі методу передавальних функцій (Transfer Function Based). Провести моделювання і зберегти результати.
4. В блоці PID-регулятора змінити опцію Continuous-time на Discrete-time та повторити дослідження.
5. Визначити і порівняти показники якості САР з різними типами регуляторів.

5.4. Протокол досліджень

Звіт за виконання лабораторної роботи повинен містити:

16. ФСА регулювання температури хімічного реактора.
17. Вихідні дані згідно варіанта.
18. Розрахунок параметрів моделі об'єкта регулювання.
19. MatLab/Simulink модель САР температури.
20. Графіки перехідних характеристик з різними типами регуляторів.
21. Таблиці параметрів якості регулювання.
22. Висновки по роботі.

5.4. Контрольні запитання

1. Якими параметрами характеризується досліджуваний об'єкт?
2. Чим обумовлена наявність постійного запізнення в досліджуваному об'єкті?
3. Як відбувається регулювання температури в даному хімічному реакторі?
4. Яким чином знаходиться коефіцієнт передачі об'єкта вчій роботі?
5. За яких умов об'єкт вважається об'єкт із зосередженими параметрами?
6. Який порядок має передавальна функція даного об'єкта?
7. За яких умов регулятор реалізований цифровою системою можна вважати безперервним?
8. З яких умов вибирають величину періоду дискретизації в цифрових регуляторах?
9. Який зміст змінної z в передавальній функції цифрового регулятора?
10. Яка особливість перехідної характеристики САР цифровим регулятором?

Додаток 5.1

Варіанти

Назва параметру	1	2	3	4	5	6
Маса реагуючих речовин W_1 , кг:	10	11	12	13	14	15
Кількість тепла, що виділяється Q , ккал/хв:	100	110	120	130	140	150
Температура реагуючих речовин T , °C:	250	260	270	280	290	300
Температура внутрішньої стінки реактора T_1 , °C:	249	259	269	279	289	299
Питома теплоємність реагентів C_1 , Дж/(кг*°C):	2000	2000	2000	2000	2000	2000
Маса стінок реактора W_2 , кг:	5	5,5	6	6,5	7	4
Температура зовнішньої поверхні стінки реактора T_2 , °C:	32	34	36	38	40	42
Питома теплоємність матеріалу стінки C_2 , Дж/(кг*°C):	1000	1000	1000	1000	1000	1000
Маса рідини в охолоджуючій сорочці W_3 , кг:	3	3,5	4	4,5	5	5,5
Середня температура охолоджуючого середовища T_c , °C:	10	9	8	7	6	5

Питома теплоємність рідини в охолоджуючій сорочці C_3 , Дж/(кг* $^{\circ}$ C):	4200	4200	4200	4200	4200	4200
Об'єм сорочки V , м 3 :	2	2,5	3	3,5	4	4,5
Швидкість циркуляції рідини в сорочці v , м 3 /хв:	1	1	1,5	1,5	2	2
Витрата рідини для охолодження F_w , кг/хв.	1	1	1,5	1,5	2	2

Примітка. 1 кал=4,1868 Дж; 1 ккал=4,1868 КДж.

РЕКОМЕНДОВАНА ЛІТЕРАТУРА

1. Системи автоматичного керування технологічними комплексами: навчальний посібник / Сільвестров А. М., Островерхов М.Я., Шефер О.В., Ладік Н. А., Зіменков Д. К. К. : КПІ ім. Ігоря Сікорського», 2022. 466 с.
2. Комп'ютеризовані системи керування : монографія. / Ковела. І.М., Древецький В. В., Ковела С.І. Рівне : Овід, 2017. 672 с.
3. Пальчевський Б. О. Автоматизація технологічних процесів : навч. посіб. Львів : Світ, 2007. 392 с.
4. Бобух А. О. Автоматизовані системи керування технологічними процесами : навч. посібник. Харків : ХНАМГ, 2006. 186 с.
5. Синеглазов В. М., Сергеев І. Ю. Автоматизація технологічних процесів. К. : Видавництво «Київ», 2015. 444 с.
6. Стенцель Й. І. Математичне моделювання технологічних об'єктів керування : навч. посіб. К. : ІСДО, 1993.320 с.
7. Лазарев Ю. Ф. Л17 Моделювання динамічних систем у Matlab. Електронний навчальний посібник. Київ : НТУУ «КПІ», 2011. 421 с. URL: http://elprivod.nmu.org.ua/files/mathapps/mds_matlab.pdf
8. Клепач М. І. Теорія автоматичного керування : навчальний посібник. Рівне : НУВГП, 2007. 206 с.