

СИНТЕЗ ТА ДОСЛІДЖЕННЯ АСТАТИЧНИХ ОПТИМАЛЬНИХ ЦИФРОВИХ СИСТЕМ КЕРУВАННЯ РЕКТИФІКАЦІЙНОЮ КОЛОНОЮ**А.О. Стопакевич, О.А. Стопакевич**

Державний університет інтелектуальних технологій та зв'язку,
1, Кузнечна, Одеса, 65029, stopakevich@gmail.com
Державний університет «Одеська політехніка»,
1, пр. Шевченка, Одеса, 65044, stopakevich@opu.ua

Проблема синтезу систем керування ректифікаційними колонами є актуальною вже не перше десятиліття, однак більшість публікацій присвячена темі не оптимального синтезу систем керування, а синтезу децентралізованих систем керування з автономними регуляторами неперервного часу. Хоча такі системи керування майже апіорі не дозволяють досягти теоретичного максимуму в сенсі класичних інтегральних критеріїв оптимальності в задачі керування складними технологічними об'єктами, такими як ректифікаційна колона, вони мають практичні переваги – проблема їх цифрової реалізації може не розв'язуватись при умові коректної реалізації цифрового алгоритму в керуючому пристрої. Однією з причин меншої уваги дослідників до задачі оптимального багатовимірного керування ректифікаційними колонами є більша складність задачі синтезу придатних до промислової експлуатації багатовимірних систем керування. В роботах, які розглядають цю задачу, часто не досліджується проблема цифрової реалізації таких систем, їх стійкості при різних типах невизначеності та їх придатності до застосування в умовах структурної, а не тільки параметричної невизначеності моделі об'єктів керування. В статті розглядається задача синтезу оптимального цифрового лінійно-квадратичного багатовимірного регулятора ректифікаційною колоною з застосуванням наглядача й моделі збурень. Досліджено питання оптимальної структури моделі для спрощення задачі вибору вагових матриць при розв'язку рівняння Ріккати. Продемонстровано чіткий зв'язок між кроком дискретності і якістю керування. Сформульована задача синтезу системи керування з одним й з двома наглядачами (другий – для відтворення інтегральних станів). Продемонстрована процедура вибору вагових матриць, що спрощена до вибору лише вагових коефіцієнтів, в умовах параметричної й структурної невизначеності об'єкту керування. В якості об'єкту керування розглядається бражна колона спиртового виробництва. Цей об'єкт є доволі показовим і є одним з основних споживачів пари в брагоректифікаційній установці. Для того, щоб покращити якість процесів керування при всіх основних видах збурень необхідно застосування для керування бражною колоною багатовимірних регуляторів, що враховують вплив перехресних зв'язків між каналами. Застосування обох сформульованих задач синтезу дозволило отримати цифрові системи керування, що задовольняють вимогам виробництва та мають властивості параметричної й структурної робастності.

Ключові слова: Дискретна система автоматичного керування, лінійно-квадратичний регулятор, ректифікаційна колона, бражна колона, спирт, робастність, параметрична невизначеність, структурна невизначеність-

Вступ

Проблема розробки промислових систем керування ректифікаційними колонами привертає увагу дослідників багато років, однак більшість робот, що присвячені цій темі, розглядають задачу синтезу децентралізованих систем керування з використанням класичних одновимірних регуляторів. Однак ректифікаційні колони мають значні перехресні зв'язки, тому децентралізовані системи керування навіть теоретично не можуть бути оптимальними. Між тим, технологія виробництва продукту високої якості вимагає високої якості керування. Наприклад, відхилення температури на контрольні тарілці колони повинно бути дуже малим при суттєвих збуреннях витрат й

концентрації компонентів на вході в колону. Потрібну якість керування в умовах реального виробництва можуть дати тільки багатовимірні оптимальні цифрові регулятори. Хоча розробці таких регуляторів теж присвячено чимало досліджень, однак робіт, присвячено розробці астатичних багатовимірних систем керування ректифікаційними колонами, є мало. Звернемо увагу, що при розробці систем, які включають наглядач повного порядку, можливі два підходи. Перший підхід полягає у тому, що багатовимірний інтегратор включається до складу розширеного об'єкта керування, внаслідок чого наглядач відновлює стани об'єкту керування наряду зі станами інтегратора. Другий підхід полягає у тому, що наглядач відновлює тільки стани об'єкту керування, а стани багатовимірного інтегратора є доступними безпосередньо. Порівняльний аналіз вказаних підходів до синтезу багатовимірних систем керування ректифікаційною колоною є важливим для використання таких систем в промисловості.

Аналіз літературних джерел

Ректифікаційні колони застосовуються в багатьох галузях промисловості і задача синтезу систем керування для них розв'язується з використанням однакових принципів. Об'єктом нашого дослідження є задача автоматизації ректифікаційної колони спиртової промисловості. Ця задача є актуальною для економіки України й досліджується в ряді робіт, наприклад, в сучасних роботах [0-6].

Харчовий етиловий спирт виробляється на багатоколонних установках, які називають брагоректифікаційними (БРУ). Ці установки складаються з трьох чи більше колон. Типові БРУ, які експлуатуються в Україні, обов'язково містять бражну колону (БК), яка є першою й найбільш залежить від зовнішніх збурень за сировинним потоком. Оскільки ця колона значно впливає на якість спирту, подальшу увагу спрямуємо саме на задачу керування цим апаратом в найбільш поширеному типі установки – установці непрямої дії, в якій гостра нагрівальна пара подається на кожний апарат окремо.

Мета функціонування БК – це перетворення бражки (концентрація етанолу коливається, як правило, від 3 до 10%) в бражний дистилят (концентрація біля 40%). Задача аналітичного математичного моделювання бражної колони є складною [1], однак досвід показав, що з практичної точки зору моделі каналів з достатньою для синтезу систем керування точністю, можуть бути описані моделям в вигляді передатних функцій (ПФ) першого чи другого порядку з запізненням. Доцільність застосування моделей низького порядку продемонстрована, наприклад, в роботі [2] на аналітичній потарілчастій моделі БК, яка майже без втрат точності редукується до моделі другого порядку з запізненням. А в роботі [4] розроблена придатна для синтезу багатовимірних систем керування комплексна модель усієї БРУ, моделі каналів якої описуються маловимірними моделями.

В сучасній теорії задача синтезу системи керування ставиться, виходячи з динаміки об'єкту керування у цілому [7, 8]. Наявність перехресних зв'язків, які можуть бути описані лінійними передатними функціями, не є проблемою для синтезу більшості регуляторів сучасної теорії керування, зокрема оптимальних регуляторів [9]. Водночас необхідно зазначити, що задача керування БК, як й іншими колонами, має врахувати проблеми робастності. Постановка задачі в термінах стійкості до відхилення параметрів лінійних моделей в заданих діапазонах не завжди є достатньою. Більш продуктивною є перевірка працездатності системи керування також й відносно структурної невизначеності моделі [9].

Прямим технологічним показником якості системи керування БК є точна підтримка концентрації спирту в бражному дистиляті X_d . Ця концентрація залежить від великої кількості впливів, основними з яких є: концентрація спирту в бражці і її склад, температура бражки, витрата бражки, витрата й температура пари [19]. Хоча вимірювання цього показника якості теоретично можливо, однак зараз немає точних

давачів спирту в розчинах, які містять, поряд з етанолом, багато різних вищих спиртів. Тому замість вимірювання концентрації етанолу в бражному дистилаті використовується непрямий параметр – температура зверху колони. Однак, тільки при відхиленні температури від номіналу на ± 0.5 , температура зверху є сильно корельованою з концентрацією етанолу. При більшому відхиленні кореляція стає неточною. І хоча в деяких промислових децентралізованих системах керування БК реалізують канал «витрата бражки–температура зверху», однак в них потрібне відхилення температури не дотримується [11, 12, 13].

В роботах [9, 14, 15, 16, 17] показано, що використання лінійно-квадратичних регуляторів стану і модельно-прогнозуючих регуляторів стану з наглядцем й моделлю збурень в вигляді стрибка дозволяє досягти якісних перехідних процесів в системах керування ректифікаційними установками. Однак проблема синтезу наглядача в роботах розглядалась з точки зору стійкості системи чи врахування характеру шумів, однак не розглядалось питання оптимальної структури астатичної системи керування з наглядцем. Крім того, не достатньо розглянуто питання оптимальної процедури синтезу цифрових систем керування ректифікаційними колонами з використанням дискретного лінійно-квадратичного регулятора.

Цифрова аперіодична система керування з лінійно-квадратичним регулятором має включати наглядч стану й модель збурень в вигляді стрибку (інтегратор). В літературі описані дві структури систем автоматичного керування [7]: з одним й двома наглядцями стану. Перший інтегратор відновлює поточні стани об'єкту, а другий дозволяє відновити стани інтегратору. Принципові структурні схеми моделей замкнених систем автоматичного керування (САК) з одним й двома наглядцями показані на рис. 1.

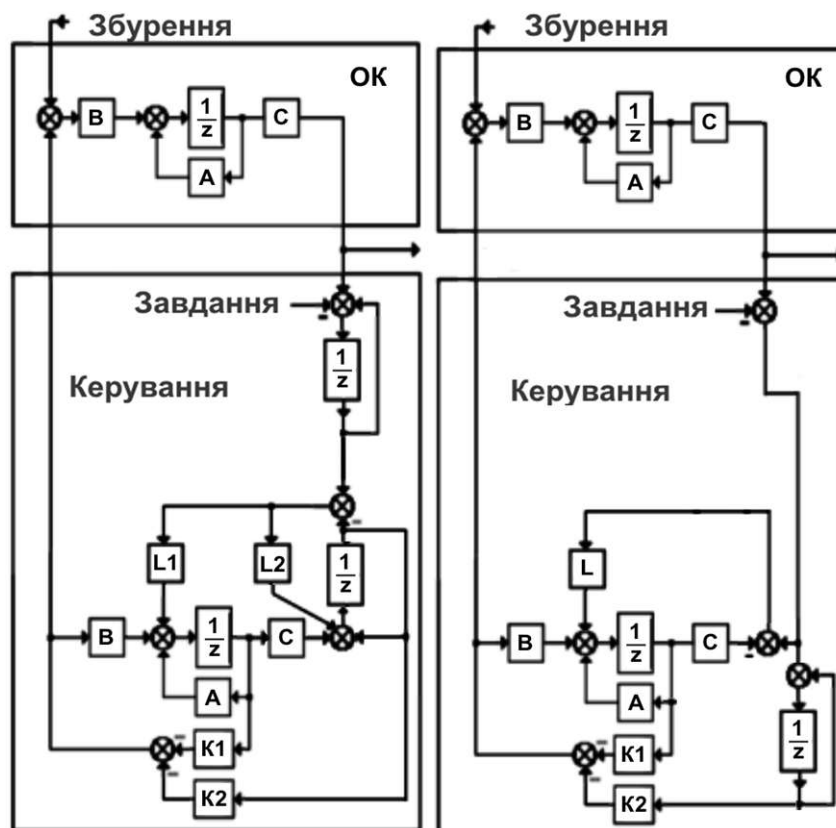


Рис. 1. Структурні схеми моделей систем керування з лінійно-квадратичними регуляторами (K1, K2) з одним і двома наглядцями (L1, L2).

Розв'язок задачі синтезу систем керування з використанням модного наглядача розглянуто в літературі й може бути реалізований за допомогою стандартних функцій

Matlab. Водночас порівняльний аналіз САК з одним й двома наглядачами з результатів аналізу літератури не проводився. Недостатня увага також присвячена проблем і робастності цифрової системи керування ректифікаційною колоною, яка реалізується на базі лінійно-квадратичного регулятора.

Мета та задачі дослідження

Метою роботи є синтез оптимального астатичного багатовимірною цифрового лінійно-квадратичного регулятора ректифікаційної колони (бражної колони спиртового виробництва).

Задачі дослідження наступні: сформулювати загальні вимоги до цифрової системи керування; провести вибір каналів керування; провести вибір оптимальної форми представлення математичної моделі динаміки; провести вибір методу представлення запізнення; сформулювати алгоритм синтезу систем керування з одним й двома наглядачами; провести вибір кроку дискретності цифрової системи керування; провести дослідження впливу вагових коефіцієнтів на якість керування регуляторів; провести імітаційне моделювання розроблених систем керування й провести їх порівняльний аналіз.

Основна частина

Формулювання загальних вимог до цифрової системи керування

Технологічні вимоги до відхилення температури зверху БК від заданого значення доволі жорсткі: довгострокові $\pm 0.5^{\circ}\text{C}$, короткострокові $\pm 1^{\circ}\text{C}$. Вимоги до відхилення тиску довгострокові ± 0.5 кПа, короткострокові – ± 1.5 кПа. Вимоги до відхилення температури води після дефлегматора часто не ставляться, однак орієнтовно прийемо їх такими: довгострокові $\pm 3-5^{\circ}\text{C}$, короткострокові $\pm 10^{\circ}\text{C}$.

Запас керуючого впливу в відсотках є обмежений. Звичайно він становить $\pm 20-30\%$ від максимальної витрати. Працездатність системи керування при дії збурень будемо досліджувати при найгіршому типу збурень – збуренні стрибком по всім вхідним каналам величиною 10% . Практика показує, що якщо система керування витримує таке збурення, то вона витримує й стохастичні, імпульсні й експериментально зняті тренди збурень з виробництва.

В термінах параметричної робастності сформулюємо вимоги для моделі каналів в вигляді інерційної ланки першого порядку з запізненням (FOPDT). Прийемо, згідно з рекомендаціями, приведеними в [18], для всіх каналів припустиме відхилення постійної часу $\pm 40\%$, часу запізнення $\pm 20\%$, коефіцієнту передачі $\pm 10\%$.

Вибір каналів системи керування

Проблема вибору оптимальної конфігурації системи керування бражної колони для лінійно-квадратичного регулятора розглянута в роботі [17]. Зазвичай, для БК розглядаються системи керування з двома та трьома керуючими впливами. В задачі з двома керуючими впливами багатовимірний регулятор значно не покращить якість керування і не дозволить досягнути поставленої мети керування при дії збурень. Включення в якості керуючого впливу витрати бражки додає значні перехресні впливи в систему керування. Отже, тільки при постановці задачі керування з трьома керуючими впливами застосування багатовимірною регулятора має сенс і дозволяє досягти мету керування. Тому для лінійно-квадратичного регулятора бражної колони доцільно обрати конфігурацію з трьома впливами.

Вибір оптимальної форми побудови математичної моделі динаміки

Експериментальна математична модель динаміки об'єкту керування (ОК) в вигляді матриці передатних функцій представлена в табл. 1

Таблиця 1.

Параметри, що вимірюються	Експериментальна математична модель		
	Керуючі впливи, %		
	Витрата бражки F	Витрата пари V	Витрата хол. води G
Тиск зверху P_B (Па)	$\frac{-173}{370s+1}$	$\frac{287}{73s+1}$	$\frac{-10.8}{220s+1}$
Температура зверху T_B (C)	$\frac{-0.15}{450s+1}e^{-72s}$	$\frac{0.05}{220s+1}e^{-60s}$	$\frac{-0.009}{190s+1}e^{-100s}$
Температура води, що відходить $T_{отх}$ (C)	$\frac{0.9}{423s+1}e^{-160s}$	$\frac{0.1}{200s+1}e^{-150s}$	$\frac{-0.285}{268s+1}e^{-74s}$

Бачимо, що коливання температури проходить в десятих долях градуса Цельсія, коливання тиску в сотнях Паскалів. Досвід дослідження [17] показує, що оптимальним варіантом є синтез регулятора без застосування специфічних для окремих каналів вагових коефіцієнтів інтегрального критерію якості. Для цього коефіцієнти математичної моделі треба масштабувати з використанням нормалізуючих множників $y_s=[57.4; 0.03; 0.18]$, а постійні часу перерахувати в хвилини. Математична модель після нормалізації приведена в табл. 2.

Таблиця 2.

Параметри, що вимірюються	Нормалізована математична модель		
	Керуючі впливи, %		
	Витрата бражки F	Витрата пари V	Витрата хол. води G
Тиск зверху $P_{B(n)}$	$\frac{-3.01}{6.17s+1}$	$\frac{5}{1.22s+1}$	$\frac{-0.19}{3.67s+1}$
Температура зверху $T_{B(n)}$	$\frac{-5}{7.5s+1}e^{-1.2s}$	$\frac{1.67}{3.67s+1}e^{-1.0s}$	$\frac{-0.3}{3.17s+1}e^{-1.67s}$
Температура води, що відходить $T_{отх(n)}$	$\frac{5}{7.05s+1}e^{-2.67s}$	$\frac{0.56}{3.33s+1}e^{-2.5s}$	$\frac{-1.58}{4.47s+1}e^{-1.23s}$

Проведемо аналіз нормалізованої моделі за допомогою матриці RRA [19].

$$RRA = \begin{bmatrix} -0.15 & 1.19 & -0.04 \\ 1.01 & -0.19 & 0.18 \\ 0.14 & -0.00 & 0.86 \end{bmatrix}$$

Бачимо, що значна частина матриці має від'ємні й далекі від одиниці значення, що вказує на високий ступінь взаємозв'язку й підтверджує вибір каналів.

Вибір методу представлення запізнення

Відомо, що в неперервному часі математична форма запису в вигляді простору станів не дозволяє представити чисте запізнення без апроксимації – частіше за все обирають апроксимацію Паде. В дискретній формі представлення запізнення можливе, однак необхідна кількість станів для представлення ланки чистого запізнення з часом τ дорівнює $n = \tau / \Delta t$. Таке представлення доцільно не для синтезу, а для моделювання об'єкту керування (назвемо таку дискретну модель P_{d1}) в моделі системи автоматичного керування (САК). Для синтезу регулятора використаємо апроксимацію запізнення ланкою Паде першого порядку (назвемо таку дискретну модель P_{d2}). Використання різних моделей для розрахунку й моделювання САК є додатковим індикатором робастності отриманого регулятора.

Синтез системи керування С1 з одним наглядачем

1) Сформуємо дискретну систему P_{d2} в просторі станів з використанням апроксимації Паде 1 порядку (за допомогою функцій `pade`, `ss`, `c2d` системи Matlab).

2) Введемо значення вагових коефіцієнтів Q_{1K1} , Q_{1K2} , Q_{1L} , R_{1K} , R_{1L} . Для початку доцільно їх прийняти одиничними.

3) Сформуємо вагові матриці $Q_1 = \begin{bmatrix} C^T \cdot Q_{1K1} \cdot C & 0 \\ 0 & Q_{1K2} \end{bmatrix}$, $R_1 = R_{1K}$, C – матриця з P_{d2} .

4) Розрахуємо регулятор стану з інтегральною складовою за допомогою функції `lqi` (P_{d2}, Q_1, R_1). Ця функція використовує розширену матрицю моделі

виду $A_1 = \begin{bmatrix} A & 0 \\ -C \cdot \Delta t & I \end{bmatrix}$, $B_1 = \begin{bmatrix} B \\ -D \cdot \Delta t \end{bmatrix}$, де A , B , C , D – матриці системи P_{d2} , I – одинична

матриця

5) Сформуємо наглядач стану за допомогою функції `dlqr` для матриць системи P_{d2}

$$L = \text{dlqr}(A^T, C^T, Q_{1L}, R_{1L})^T$$

6) Сформуємо регулятор C_1 як систему в дискретному просторі станів з наглядачем за допомогою команд $L = \text{estim}(P_{d2}, L, [1:m], [1:m])$; $C_1 = \text{lqgtrack}(L, K)$; де $m=3$ – кількість виходів й виходів.

Синтез системи керування С2 з двома наглядачами

1) Сформуємо дискретну систему P_{d2} в просторі станів з використанням апроксимації Паде першого порядку (за допомогою функцій `pade`, `ss`, `c2d`).

2) Введемо значення вагових коефіцієнтів Q_{2K1} , Q_{2K2} , Q_{2L} , R_{2K} , R_{2L} . Для початку доцільно їх прийняти одиничними.

3) Сформуємо вагові матриці $Q_2 = \begin{bmatrix} C^T \cdot Q_{2K1} \cdot C & 0 \\ 0 & Q_{2K2} \end{bmatrix}$, $R_2 = R_{2K}$

4) За матрицями A, B, C системи P_{d2} сформуємо розширені матриці

$$A_1 = \begin{bmatrix} A & 0 \\ C & I \end{bmatrix}, B_1 = \begin{bmatrix} B \\ 0 \end{bmatrix}, C_1 = [0 \quad I].$$

5) Використовуючи функцію `dlqr` розрахуємо параметри наглядача й регулятора стану

$$K = [K_1, K_2] = \text{dlqr}(A_1, B_1, Q_2, R_2); L = \begin{bmatrix} L_1 \\ L_2 \end{bmatrix} = \text{dlqr}(A_1^T, C_1^T, Q_{2L}, Q_{2R})^T$$

6) Сформуємо регулятор C_2 як систему $(A_R, B_R, C_R, 0)$

$$A_R = \begin{bmatrix} A - B \cdot K_1 & -B \cdot K_2 - L_1 & L_1 \\ C & I - L_2 & L_2 \\ 0 & 0 & I \end{bmatrix}, B_R = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ I \end{bmatrix}, C_R = [K_1 \quad K_2 \quad 0],$$

Моделювання перехідних процесів в системі керування

Моделювання перехідних процесів може проводитись як програмно, так і за допомогою пакетів візуального імітаційного моделювання, таких як Simulink. Використання дискретної реалізації систем та масштабування часу на сучасному комп'ютері дозволяє досягти достатньо високої швидкості моделювання. Це робить зручною процедуру емпіричного вибору параметрів.

Особливості процедури моделювання САК, що застосовувалась при дослідженні: 1) моделі об'єкта і регулятора представляються в дискретному просторі станів з однаковим кроком Δt ;

- 2) моделюється система керування з нормованою моделлю ОК, вихідні й вхідні значення керованих змінних масштабуються за допомогою по елементного ділення й множення на вектор us ;
- 3) модель об'єкта Pd1 реалізується з чистим запізненням;
- 4) для моделювання різних типів невизначеностей модель Pd1 перераховується (виходячи зі зміни коефіцієнтів, каналів, тощо);
- 5) модель Pd2 (дискретна модель в просторі станів, отримана з нормованої матриці передатної функції з використанням апроксимації ланки запізнення ланкою Паде першого порядку) при всіх експериментах залишається незмінною, але безпосередньо не входить до моделі САК;
- 6) перед запуском процедури імітаційного моделювання параметри регуляторів C1 і C2 та їх наглядців при всіх експериментах розраховуються за незмінною моделлю Pd2, настроювання проводиться шляхом зміни вагових коефіцієнтів.
- 7) при імітаційному моделюванні збурення у вигляді вектору фдодається до вектору виходів регулятора u , який реалізує закон керування, виходячи з різниці між вектором завдання та вектором керованих змінних.

Загальні принципи вибору параметрів інтегрального квадратичного критерію при синтезі цифрової системи керування

В задачі керування з нормованою моделлю визначальним є крок дискретності Δt . Від нього залежить як стійкість системи, так й основні прямі показники якості. У системі з інтегральним критерієм виду $J = \sum_{i=1}^{\infty} y^T \cdot Q \cdot y + \Delta u^T \cdot R \cdot \Delta u$ параметри $Q_{1K1}, R_{1K} / Q_{2K1}, R_{2K}$ впливають на базовий запас стійкості системи керування. Параметр Q_{1K2} дозволяє покращити стійкість системи до параметричної невизначеності. Настроювання параметрів наглядча не сильно впливає на якість перехідних процесів, але можуть впливати на швидкість перехідних процесів й на чутливість до шумів вимірювання. В роботі описувати задачу настроювання наглядча не будемо, оскільки зміна коефіцієнтів $Q_{1L}, R_{1L} / Q_{2L}, R_{2L}$ не покращує якість процесів керування в сенсі поставлених задач.

Вибір кроку дискретності цифрової системи керування

Оскільки перехідні процеси в ректифікаційних колонах достатньо тривалі, то крок дискретності може бути рівним десяткам секунд чи хвилинам, тому технічні обмеження, пов'язані з часом збору інформації як правило не викликають проблем. Вибір величини кроку дискретності як правило робиться напівемпірично, однак для орієнтації рекомендується використовувати власні значення системи.

Розглянемо два практичних правила для визначення кроку дискретності системи.

Перше правило [7] може бути сформовано наступним чином: $dt_1 = 1 / \max(|\lambda(A)|)$.

Друге правило має наступний вигляд: $dt_2 = (0.2 \cdot \pi) / \max(|\lambda(A)|) \approx 0.6283 / \max(|\lambda(A)|)$.

При розрахунку кроку дискретності час запізнення для неважко керованих об'єктів можна не враховувати. Розрахувавши $\max(|\lambda(A)|)$ для Pd₂, що дорівнює 0.8189, одержимо $dt_1 = 1.2200$, $dt_2 = 0.7665$. Крім того, використаємо емпіричне правило – крок дискретності замкненої системи керування має бути в 2..10 разів меншим, ніж оптимальний крок дискретності для моделі об'єкту. Отже, перевіримо якість керування в системі з регулятором C₁ з кроками $dt_1, dt_2, dt_1 / 10, dt_2 / 10$

$$\Delta t \in [0.0767, 0.1000, 0.1220, 0.5000, 0.7665, 1.0000, 1.2200].$$

Об'єкт будемо моделювати при номінальних параметрах об'єкта й збуренні $f = [10;10;10]$. В якості критеріїв якості виберемо такі прямі показники якості, як модуль максимальних відхилень керуючих впливів, модуль максимальних відхилень керованих змінних, час регулювання.

Графік залежності прямих показників якості від Δt показаний на рис. 1.

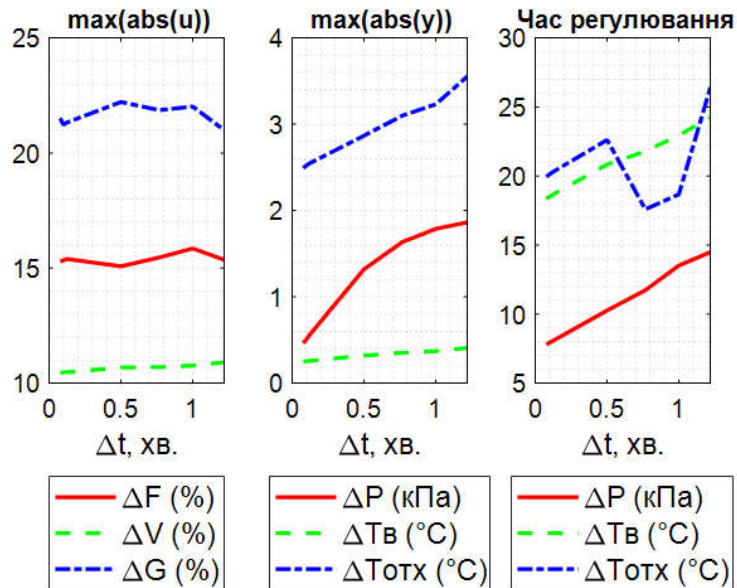


Рис. 1. Залежність прямих показників якості від кроку дискретності при стандартних вагових коефіцієнтах (система з регулятором С1)

Бачимо, що максимум відхилення керуючого впливу майже не залежить від кроку дискретності, а максимальне відхилення й час регулювання зі збільшенням кроку дискретності збільшуються. Крім того, бачимо що правило зменшення кроку дискретності в 2..10 раз працює. Вибір між $\Delta t_1 / 10$ і $\Delta t_2 / 10$ не дуже суттєвий, однак, якщо використовувати критерій максимуму відхилення, то доцільно обрати перший, тобто $\Delta t = 0.122$ хв., так як різниця між показниками не однозначна (наприклад, максимум керування при $\Delta t_2 / 10$ більший), а швидкість моделювання з більшим кроком прискориться. Якщо ж орієнтуватись на час регулювання, то деякий оптимум буде на точці $\Delta t = 0.55$ хв. Отже, виберемо $\Delta t = 0.122$ хв.

Вибір вагових коефіцієнтів для забезпечення параметричної робастності регулятора С1

Як було сформульовано в підрозділі 4.1, в термінах FOPDT моделі доцільно розглядати відхилення постійної часу $\pm 40\%$, часу запізнення $\pm 20\%$, коефіцієнту передачі $\pm 10\%$. Для ректифікаційної колони встановлено, що з трьох приведених типів відхилень найгіршим є відхилення постійної часу в меншу сторону. Таким чином, будемо шукати кращі вагові коефіцієнти спочатку саме для цього найгіршого випадку $T_R = 0.6 \cdot T_0$. Зменшувати постійну часу будемо за всіма каналами об'єкта. В якості критерію працездатності системи при зміні вагового коефіцієнту виберемо максимум відхилення керуючого впливу. Збільшення порядку коефіцієнту Q_{IKI} призводить до втрати стійкості системи. Збільшення порядку коефіцієнту R_{IK} в діапазоні 1..1000 майже не впливає на максимум відхилення керуючих впливів. Збільшення порядку коефіцієнтів Q_{IL} і R_{IL} призводить до значного погіршення критерію (до сотень відсотків). Таким чином, бачимо, що єдиним параметром, що можливо змінювати для досягнення параметричної робастності є параметр R_{IK} . Отже, встановимо значення $R_{IK} = 10$ й дослідимо прямі показники якості при зміні параметрів моделі об'єкта.

Змінювати параметри будемо за всіма каналами об'єкта. Результати моделювання замкнених САК, підключених для об'єкта зі зміненими параметрами показані на рис. 4.

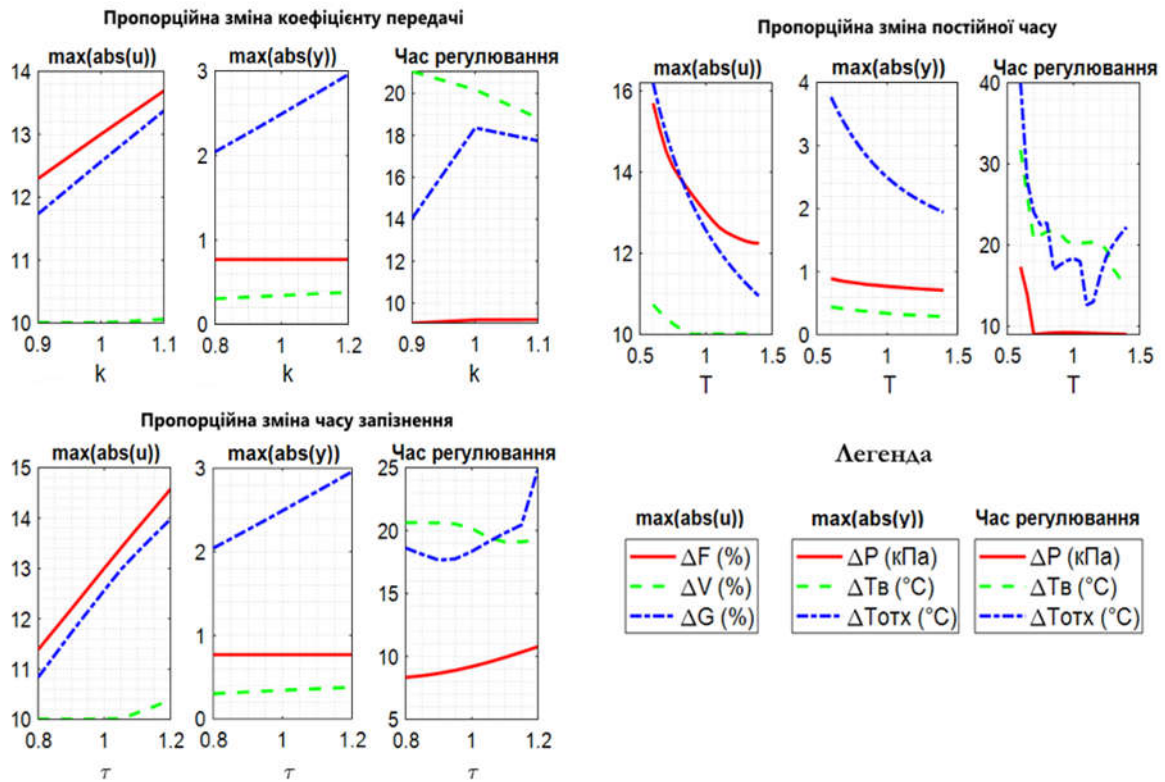


Рис. 2. Залежність прямих показників якості перехідних процесів від множника зміни номінальних параметрів об'єкта керування при $R1K.=10$ (система з регулятором $C1$)

Графіки, що показані на рис. 2, демонструють, що розроблена система керування має параметричну робастність відповідно до поставлених вимог. Відхилення всіх параметрів в заданих діапазонах не є критичним.

Вибір вагових коефіцієнтів для забезпечення структурної робастності регулятора $C1$

Відомо, що математичні моделі каналів БК, які пов'язані з температурою зверху колони, можна апроксимувати не лише першим порядком з запізненням, але й другим порядком з запізненням. В випадку БК це не дуже збільшує точність моделювання, однак представляє інтерес для нашого дослідження. Температурним параметром БК є температура зверху. Параметри моделі другого порядку за цією змінною приведені в табл.3. Розгінні характеристики, моделей каналів першої і другого порядків з запізненням показані на рис. 3.

Таблиця 3.

Моделі каналів нормалізованої моделі другого порядку (SOPDT) для температури зверху

Параметр	Витрата бражки $F, \%$	Витрата пари $V, \%$	Витрата хол. води $G, \%$
Температура зверху, T_v (н)	$\frac{-5}{(4.5s + 1)^2} e^{-1.2s}$	$\frac{1.67}{(2.2s + 1)^2} e^{-1.0s}$	$\frac{-0.3}{(1.9s + 1)^2} e^{-1.67s}$

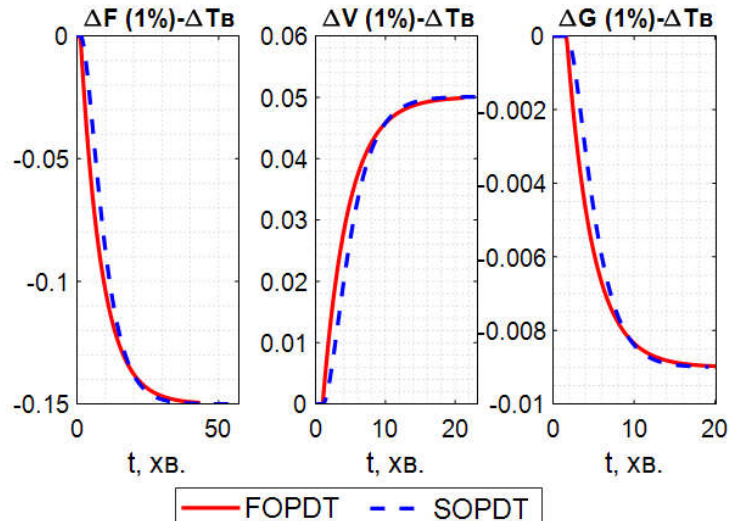


Рис. 3. Розгінні характеристики не нормалізованих моделей каналів FOPDT(див. табл. 1) і SOPDT(див. табл. 3 з урахуванням нормалізації).

Як бачимо, розгінні характеристики каналів відрізняються незначно, однак підключення регулятора С1 при $R1K.=10$ до моделі об'єкта Pd1 зі зміненими моделями каналів призводить до втрати стійкості САК при заданих обмеженнях відхилення моделі. Для збільшення запасу стійкості САК відносно структурної невідповідності необхідно змінювати параметр Q1K2. Для розглянутого випадку система стає стійкою до зазначеної структурної невідповідності моделі при значенні Q1K2=0.1.

Вибір вагових коефіцієнтів для забезпечення параметричної й структурної робастності регулятора С2

Настроювання системи керування з регулятором С2 виконується за аналогічними правилами. Для системи керування оптимальний крок дискретності є таким самим. Для забезпечення параметричної робастності величину R2K. необхідно встановити рівною 100. Аналогічно для забезпечення структурної робастності необхідно встановити Q2K2=0.1. На відміну від системи з регулятором С1 система з регулятором С2 більше реагує на зміну вагових коефіцієнтів наглядача. З точки зору прямих показників якості істотного покращення зміною вагових коефіцієнтів наглядача регулятора С2 досягнуто не було, однак характер коливальності процесу можливо дещо змінювати.

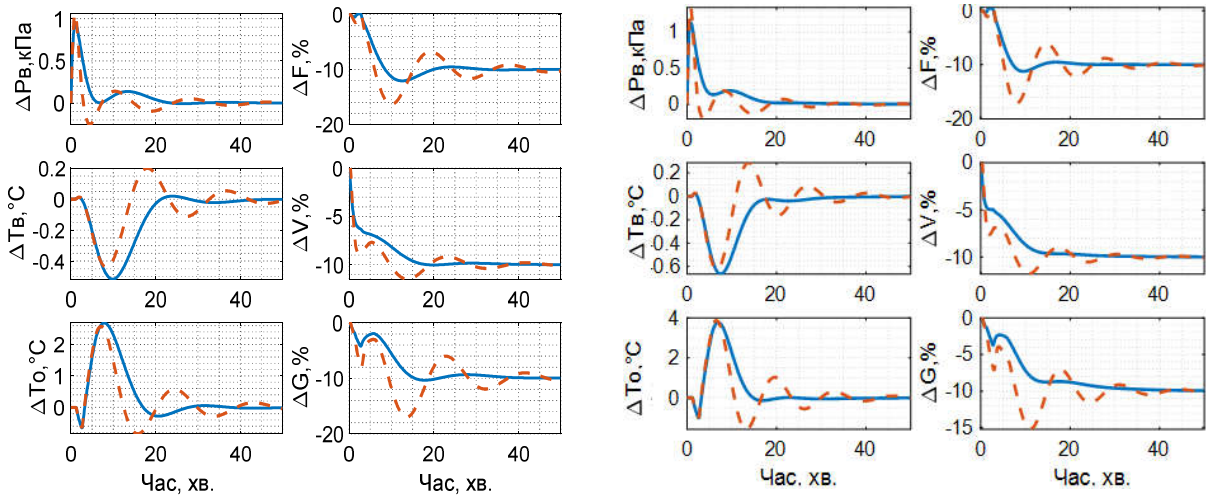
Порівняльний аналіз систем керування з регуляторами С1 і С2

Проведемо 4 імітаційні експерименти:

- 1) Збурення $f=[10;10;10]$, параметри ОК не змінюються
- 2) Збурення $f=[10;10;10]$, параметри ОК змінюються в сторону $T=0.6T$
- 3) Збурення $f=[10;10;10]$, параметри ОК змінюються в сторону $\tau =0.8 \tau$
- 4) Збурення $f=[10;10;10]$, параметри ОК змінюються в сторону $k=0.9k$

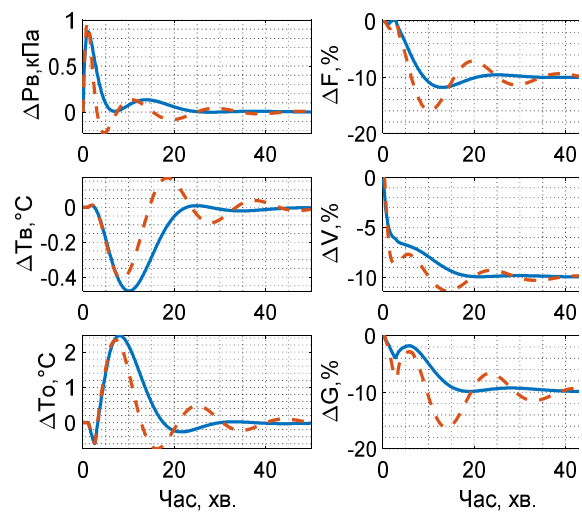
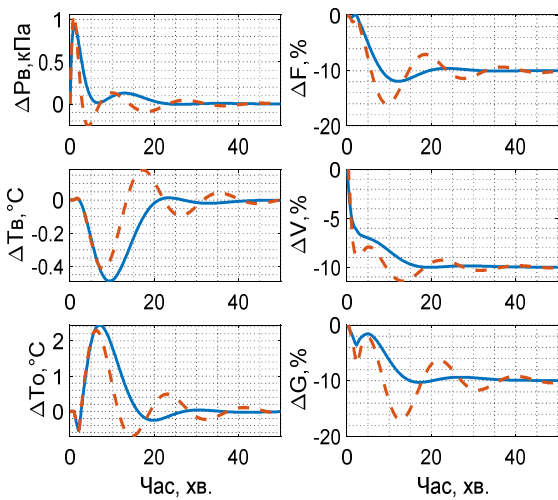
В усіх експериментах регулятор розраховується за моделлю з каналами виключно в вигляді ланок першого порядку, а об'єкт моделюється з каналами по температурі верху з ланками 2 порядку.

Перехідні процеси при проведенні експериментів показані на рис. 4.



1) Номінальні параметри ОК

2) $T=0.6T$



3) $\tau=0.8\tau$

4) $k=0.9k$

— Регулятор C_1 - - - Регулятор C_2

Рис. 4. Порівняльний аналіз перехідних процесів в системах керування при проведених експериментах

Бачимо, що обидва регулятори при запропоновані процедур і настроювання справляються з поставленими вимогами. В цілому, якщо проведено масштабування моделі, застосування наглядча з відновленням інтегрованих станів не покращує якості перехідних процесів, але збільшує ступінь їх коливальності.

Висновки

Проблема синтезу оптимальних цифрових багатовимірних систем керування ректифікаційними установками є актуальною. Для того, щоб досягнути з використанням методів сучасної теорії керування більш якісних перехідних процесів треба зважати на значну кількість факторів, на яку часто в науковій літературі не звертають увагу.

В статті розроблена процедура синтезу астатичного регулятора на базі лінійно-квадратичного регулятора, особливістю якої є масштабування математичної моделі, що спрощує процедуру настроювання регулятора. З використанням запропонованої процедури показано як розв'язати проблеми вибору оптимального кроку дискретності, досягти параметричної й структурної робастності, проаналізована проблема

необхідності відновлення інтегральних станів в наглядчій з лінійно-квадратичним регулятором. На простому прикладі продемонстровано, що підходи робастного синтезу можуть не гарантувати практичний результат, оскільки обмежуються структурою моделі об'єкту керування.

Список літератури

1. Кишенько В.Д., Смітюх Я.В. Модель брагоректифікаційної установки як об'єкта керування. Збірник наукових праць Кіровоградського національного технічного університету "Техніка в сільськогосподарському виробництві, галузеве машинобудування, автоматизація". 2004. Вип. 15. С. 229–234.
2. Ульянов Н.И., Кузьмицкий И.Ф. Аппроксимация аналитических моделей динамики тепло- и массообменного процесса ректификации. Труды Белорусского гос. технологического ун-та. Физико-математические науки и информатика. 2011. № 6 (144). С. 85–89.
3. Луцька Н.М., Гриценко Н.Г. Розробка моделей системи керування бражною колони. Наукові праці Нац. Університету харчових технологій, 2016. № 6. Т. 22. С. 22–27.
4. Стопакевич А.А. Многомерная модель брагоректификационной установки косвенного действия. Наукові праці ОНАХТ, 2010. №38. Т. 1. С. 360–365.
5. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., УЛЬЕВ, Л.М., СТАВРОВА, К.И. Экстракция данных для теплоэнергетической интеграции пятиколонного агрегата производства спирта. Вестник Нац. техн. ун-та "ХПИ", 2012.
6. Смітюх Я.В., Кишенько В.Д. Ідентифікація брагоректифікаційної установки на основі нейронечіткої мережі. Східно-Європейський журнал передових технологій, 2011. № 1/3 (49). С. 22–25.
7. Стопакевич А.А. Системный анализ и теория сложных систем управления. Одесса: Астропринт, 2013.
8. Ладанюк А.П., Луцька Н.М., Кишенько В.Д., Власенко Л.О., Іващук В.В. Сучасна теорія управління. Київ: Ліра-К, 2019
9. Стопакевич А. А. Разработка робастной системы управления колонной атмосферной перегонки нефти. Восточно-Европейский журнал передовых технологий, 2015. № 5(2). С. 49–57.
10. Маринченко В.О., Домарецький В.А., Шиян П.Л., Швець В.М., Циганков П.С., Жолднер І.Д. Технологія спирту. Вінниця: Поділля–2000, 2003.
11. Смітюх Я.В., Кишенько В.Д. Відновлення та оцінка трактора на основі часових рядів роботи брагоректифікаційної установки. Східно-Європейський журнал передових технологій, 2006. № 3/3(21). С. 55–57.
12. Novakovska N., Kyshenko V. Fractal analysis of distillation unit time series in prediction and control problems. Ukrainian Journal of Food Science, 2015. V. 3.# 2. P. 243–253.
13. Гриценко Н.Г., Ладанюк Л.П., Луцька Н.М., Смітюх Я.В., Кириленко Р.Г. Сучасні методи керування брагоректифікаційними установками. Енергетика і автоматика, 2016. № 3 (29). С. 68–78.
14. Пастушенко В.С., Стопакевич А.А., Стопакевич А.А. Модельно-прогнозирующее управление ректификационной колонной в технологическом процессе утилизации углекислого газа в производство метанола. Технологический аудит и резервы производства, 2016. №6/2 (32). С. 36–40.
15. Стопакевич А.А. Цифровая многомерная система управления технологической установкой. Цифрові технології, 2011. №9.

16. Стопакевич А.А. Синтез и исследование цифровых систем супервизорного управления колонной ректификации нефти. Автоматизация технологических и бизнес-процессов, 2015. Т.7, № 4. С. 24–33.
17. Стопакевич А.А., Стопакевич Ал.А. Разработка живучих систем управления технологическими установками. Проблемы региональной энергетики, 2021. Т. 3. № 2. С. 243–253.
18. Аксельрод Л.А., Мандельштейн М.Л. К исследованию динамики брагоректификационных установок. Сборник научных трудов НПО «Пищепроматоматика», 1974. С. 38–48.
19. Amit J., Babu B.V. Relative Response Array: A New Tool for Control Configuration Selection. International Journal of Chemical Engineering and Applications, 2015. Vol. 6. No. 5. P. 356–362.

SYNTHESIS AND RESEARCH OF AN ASTATIC OPTIMAL DIGITAL CONTROL SYSTEMS OF A DISTILLATION COLUMN

Andrii Stopakevych, Oleksii Stopakevych

National University of Intellectual Technologies and Communications,
1, Kuznechna street, Odessa, 65029, Ukraine, stopakevich@gmail.com
National University “Odessa Polytechnic”, 1,
Shevchenko Ave., Odessa, 65044, Ukraine, stopakevich@opu.ua

The problem of distillation columns control systems synthesis is an actual topic for many years. But the research aim of most publications is not to develop an optimal control system, but to develop decentralized control systems with autonomous continuous-time controllers. Although such control systems almost a priori do not allow to reach the theoretical optimum in the sense of classical integral performance index in the problem of control of complex technological plants, such as distillation columns, they have practical advantages in their digital implementation. One of the reasons for less attention of researchers to the problem of optimal multivariable control of distillation columns is the greater complexity of the problem of commercially suitable control systems development. The problem of digital implementation of such systems, their stability under different types of uncertainties, such as their suitability for use in conditions of structural and parametric uncertainties of the plant model, is often not studied in the works that consider this problem. The problem of synthesis of the optimal digital linear-quadratic multivariable controller for a distillation column with the use of an observer and a disturbance model is considered in the article. The problem of the optimal plant model structure for simple choice of weight matrices in solving the Riccati equation is investigated. A clear relationship between the sample time and the control quality is found. The problem of synthesis of the control system with one and with two observers (the second is for observing the integrated states) is formulated. The simple approach of weight matrices selection is suggested, which needs to specify only weight coefficients and can take into account a parametric and structural uncertainty of the plant. The mash distillation column control problem is researched. To improve the quality of control processes for all major types of disturbances, we use multivariable controllers which take into account the influence of cross-links between channels. The application of both formulated synthesis problems allowed obtaining digital control systems that meet the requirements of production and have the properties of parametric and structural robustness.

Keywords: Discrete automatic control system, linear-quadratic controller, distillation column, mash column, alcohol, robustness, parametric uncertainty, structural uncertainty.