

Ладієва Л. Р.

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

Корнієнко Б. Я.

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

Сазонов А. Ю.

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

Пелипенко Н. С.

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

ОПТИМАЛЬНЕ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ВИРОБНИЦТВА ЕТАНОЛУ ГІДРОЛІЗОМ ДЕРЕВИНИ

В статті розглянуто актуальну проблему збільшення попиту на біопаливо, що зумовлене потребою зменшення викидів парникових газів та залежності від викопного палива, використання якого призводить до негативних екологічних наслідків. Застосування процесу гідролізу, зокрема відходів лісової та харчової індустрії, дає змогу ефективно використовувати поновлювані ресурси, котрі раніше вважались малоцінними, та одержувати з них біоетанол, що є повноцінним екологічно чистим замінником традиційних видів палива. Розвиток технологій у цій сфері також сприяє створенню замкнених виробничих циклів і стимулює екологічну модернізацію промислових процесів, що робить дослідження в цій області надзвичайно важливими для сталого розвитку. Процес гідролізу вважається найбільш перспективним способом отримання біоетанолу, оскільки сировиною в цьому процесі можуть слугувати тирса або відходи харчової промисловості, які наразі вважаються відходами. Використання цих ресурсів створює можливість не лише отримувати екологічно чисте паливо, але й реалізує безвідходне виробництво у харчовій промисловості.

Стаття присвячена одному зі способів отримання біоетанолу – методу гідролізу деревини. Цей метод має перевагу над іншими, оскільки він може використовувати поновлювані ресурси та харчові відходи для виробництва якісного пального. Сучасні технології виробництва етанолу гідролізом деревини неможливо уявити без використання автоматизації, що дає змогу отримувати максимально можливу якість та кількість продукту. В статті розроблено систему керування, що підтримує оптимальні параметри процесу. Тема пошуку оптимального керування процесом виробництва етанолу гідролізом деревини є надзвичайно актуальною, оскільки не існує єдиного підходу до моделювання багатокомпонентного процесу гідролізу деревини та не були розв'язані задачі на основі лінійного регулятора. Аналіз попередніх робіт показав, що хоча процес досліджено та є розроблені моделі, однак їх важко застосувати в системах керування. На основі математичної моделі розроблено оптимальну систему керування. Введено інтегральний квадратичний критерій якості та розроблено оптимальний лінійний закон на основі розв'язання рівняння Ріккати. Розроблено алгоритм оптимального керування процесом гідролізу, який в цілому задовольняє поставлені задачі.

Ключові слова: оптимальне керування, виробництво етанолу, гідроліз деревини, критерій якості, система керування.

Постановка проблеми. Оскільки викиди парникових газів постійно зростають, тепер віддають перевагу екологічнішій та стійкішій людській діяльності. Привабливою стратегією у прагненні до сталого розвитку є використання лігноцелю-

лозної біомаси для виробництва біоетанолу. Цей підхід базується на біоконверсії деревини та сільськогосподарських відходів, яких у всьому світі дуже багато. Вони являють собою значні джерела зброджуваних цукрів, які можна відновити шля-

хом ферментативного гідролізу. Однак наявність лігніну у деревних відходах робить їх більш стійкими до ферментативного гідролізу та знижує ефективність процесу біоконверсії. Тому попередня обробка перед гідролізом є вкрай необхідною, щоб порушити стійку структуру деревної біомаси. Враховуючи це, виробництво біоенергії з цієї біомаси є багатообіцяючим альтернативним методом сталого реагування на потреби в енергії, одночасно зменшуючи кількість відходів, що залишаються в природі.

Метою цього дослідження є порівняння підходів до оптимізації процесів біоконверсії, проведених на деревних субстратах, і розробка підходу до оптимального керування процесом. Тема пошуку оптимального керування процесом виробництва етанолу гідролізом деревини є надзвичайно актуальною, оскільки не існує єдиного підходу до моделювання багатокомпонентного процесу гідролізу деревини та не були розв'язані задачі на основі лінійного регулятора. Більшість досліджень присвячені процесу гідролізу, які проводилися в наш час присвячені аналізу кінетики кислотного гідролізу деревини та моделюванню кінетики реакції гідролізу деревини. Розроблені моделі описують кінетичні закономірності перетворень полісахаридів в моносахариди для певних видів і складу сировини і не враховують можливість відхилення значень в складі сировини.

Аналіз останніх досліджень і публікацій. Лігноцелюлозна біомаса є важливим хімічним ресурсом. У пошуках підвищеного інтересу до керування відходами та успішної утилізації твердих відходів у корисні продукти, є потенційним джерелом лігноцелюлозних матеріалів для виробництва хімікатів та біопалива. Однак його використання використовується недостатньо. У цій роботі виконується множинна лінійна регресія для моделювання впливу експериментальних умов на процес перетворення та визначення умов, які максимізують відсоткове розчинення та загальний вихід глюкози та ксилози. Створені кінетичні моделі процесу [1]. Ферментативний гідроліз є вирішальним кроком у переробці лігноцелюлозної біомаси в біопаливо та інші цінні продукти на біопереробних заводах. Розроблені досі моделі, як правило, присвячені опису кінетики реакції без урахування транспортних явищ і прогнозування зменшення потоку. У даній роботі розроблено нову математичну модель, що моделює перебіг процесу гідролізу в мембранному біореакторі [2]. Емпірична кінетична модель реакції реалізована для моделювання впливу робочих параметрів

щодо потоку пермеату та концентрації моносахаридів у пермеаті. Сформульована задача оптимального керування процесом ферментативного гідролізу лігноцелюлозної біомаси [3]. Розглянута для критеріїв оптимальності: максимізації концентрації глюкози і скорочення часу процесу. Але не розглянута задача керування процесом. В іншій роботі наведено огляд ключових факторів і засобів керування процесом для максимізації виходу ферментованого цукру з целюлозної біомаси, розкриваючи її потенціал для синтезу біопалива та біопродуктів [4].

Деякі дослідження описують сучасні методи виробництва етанолу за допомогою процесу гідролізу деревини, висвітлюються різні підходи до кислотного та ферментативного гідролізу [5]. Інші дослідження проводять аналіз процесу кінетики кислотного гідролізу деревини [6–8]. Проте слід зауважити, що більшість досліджень зосереджені на моделюванні кінетики реакції гідролізу деревини [9–12], щоправда дані моделювання проводяться для вже визначеного складу сировини та не враховують зміну складу сировини.

Для створення автоматизованих систем керування потрібно виконати розробку та дослідження математичної моделі, яка дозволить досягти цілей керування, розробки алгоритмів керування процесом гідролізу та розв'язку задач оптимізації [13–21].

Аналіз різних публікацій показав, що дослідження процесу гідролізу в основному направлені на техніку експериментальних досліджень процесу гідролізу та його кінетики з використанням відходів харчової промисловості в якості сировини. Для успішного розроблення оптимального керування потрібно розробити власну математичну модель. З створеної моделі і буде виконане оптимальне керування за допомогою лінійного-квадратичного регулятора.

Постановка завдання. Метою роботи є підвищення ефективності процесу гідролізу в гідроліз-апараті, а саме отримання оптимального рівня моносахаридів в кінцевому продукті гідролізу – гідролізаті за допомогою оптимального керування з використанням лінійного-квадратичного регулятора. Також розробка і дослідження системи оптимального керування технологічного процесу за допомогою лінійного-квадратичного регулятора.

Виклад основного матеріалу. Основною перевагою саме методу гідролізу у виробництві етанолу – полягає в тому, що за його допомогою відбувається контроль кількості моносахаридів та полісахаридів в гідролізаті. Правильне співвідно-

шення концентрації моносахаридів та полісахаридів в гідролізаті допомагає отримати чистіший біоетанол в результаті. Реакція гідролізу відбувається при додаванні сульфатної кислоти та є ендотермічною, однак за звичайних умов процес відбувається надзвичайно повільно. Каталізатором даного процесу є температура, яка пришвидшує процес, а для регулювання температури використовується нагріта пара. В якості керуючого впливу використовується нагріта пара. При розробці математичної моделі процесу необхідно врахувати ряд факторів, як: температура та концентрація сульфатної кислоти, температура сировини, об'єм гідроліз апарату.

На рис. 1 наведемо структурно-параметричну схему гідроліз-апарату:

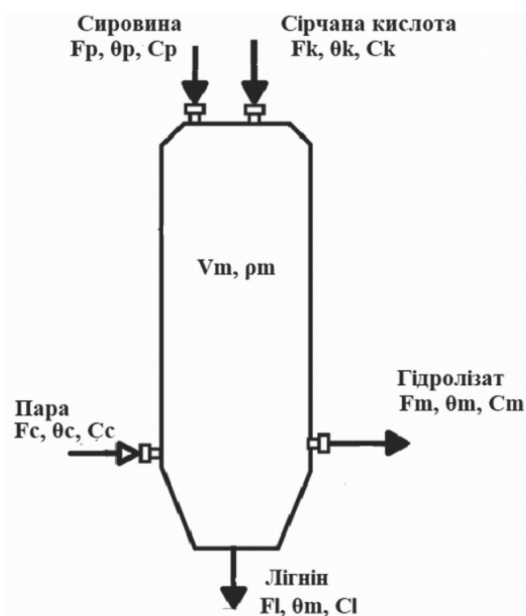


Рис. 1. Структурно-параметрична схема гідроліз-апарату

де F_p – витрата сировини, кг/с; θ_p – температура сировини, К; C_p – теплоємність сировини, Дж/К; F_k – витрата розбавленої сульфатної кислоти, кг/с; θ_k – температура розбавленої сульфатної кислоти, К; C_k – теплоємність розбавленої сульфатної кислоти, Дж/К; F_c – витрата підігрітої пари, кг/с; θ_c – температура підігрітої пари, К; C_c – теплоємність підігрітої пари, Дж/К; F_l – витрата лігніну, кг/с; C_l – теплоємність лігніну, Дж/К; F_m – витрата гідролізату, кг/с; θ_m – температура гідролізату, К; C_m – теплоємність гідролізату, Дж/К; V_m – об'єм гідроліз-апарату, м³; ρ_m – густина гідролізату, кг/м³.

Головною метою оптимального керування є підтримання заданої концентрації моносахаридів в гідролізаті і температури в гідроліз-апараті при мінімізації витрати нагрітої пари. Відповідно

до цього введемо інтегральний-квадратичний критерій якості:

$$I = \frac{1}{2} \int_0^{t_f} \left[Q \cdot (X_m - X_m^{zo})^2 + \frac{1}{2} \cdot r \cdot F \cdot c^2 \right] dt \rightarrow \min, \quad (1)$$

де Q, r – вагові коефіцієнти.

Для виконання розрахунку оптимальної системи керування була створена математична модель для гідроліз-апарату. В даній моделі були враховані ряд упуцень:

1. Тиск не впливає на температуру в гідроліз-апараті.
 2. Не враховано вплив поляризації температури та концентрації.
 3. В гідроліз-апараті ідеальні умови.
- 1) Запишемо тепловий баланс реакційної маси:

$$\begin{aligned} & F_p \cdot c_p \cdot \theta_m + F_k \cdot c_k \cdot \theta_k + F_c \cdot r - \\ & - \left(\frac{F_p \cdot (1 - X_p) + F_k + F_c}{1 - \frac{M_p}{M_m}} \cdot c_m \cdot \theta_m - \right. \\ & \left. - \left(-\frac{M_p}{M_m} \cdot F_m \cdot X_m + F_p \cdot X_p \right) \cdot c_l \cdot \theta_m \right) = \\ & = V_m \cdot \rho_m \cdot c_m \frac{d\theta_m}{dt} \end{aligned} \quad (2)$$

Проведемо лінеаризацію рівняння:

$$\begin{aligned} & r \cdot \Delta F_c - \\ & - \left(\frac{F_p \cdot (1 - X_p) + F_k + F_c}{1 - \frac{M_p}{M_m} \cdot X_m} \cdot c_m \cdot \Delta \theta_m - \right. \\ & \left. - \left(-\frac{M_p}{M_m} \cdot F_m \cdot X_m + F_p \cdot X_p \right) \cdot c_l \cdot \Delta \theta_m \right) - \\ & - \left(-\frac{M_p}{M_m} \cdot F_m \cdot c_l \cdot \theta_m \right) \cdot \Delta X_m = V_m \cdot \rho_m \cdot c_m \frac{d\Delta \theta_m}{dt}. \end{aligned} \quad (3)$$

Виконаємо спрощення:

$$\begin{aligned} & \frac{r}{V_m \cdot \rho_m \cdot c_m} \cdot \Delta F_c - \\ & - \left(\frac{F_p \cdot (1 - X_p) + F_k + F_c}{1 - \frac{M_p}{M_m} \cdot X_m} \cdot c_m - \left(-\frac{M_p}{M_m} \cdot F_m \cdot X_m + F_p \cdot X_p \right) \cdot c_l \right) \cdot \Delta \theta_m + \\ & + \frac{M_p \cdot F_m \cdot c_l \cdot \Delta \theta_m}{V_m \cdot \rho_m \cdot c_m} \cdot \Delta X_m = \frac{d\Delta \theta_m}{dt}. \end{aligned} \quad (4)$$

Запишемо рівняння в просторі стану для теплового балансу:

$$X_{p1} = \left(\frac{F_c}{F_m} \cdot X_p - \frac{M_m}{M_p} \cdot X_m \right), \quad (5)$$

$$\text{де } a_{11} = \frac{-\left(\frac{F_p \cdot (1 - X_p) + F_k + F_c}{1 - \frac{M_p}{M_m} \cdot X_m} \cdot c_m - \left(-\frac{M_p}{M_m} \cdot F_m \cdot X_m + F_p \cdot X_p \right) \cdot c_l \right)}{V_m \cdot \rho_m \cdot c_m};$$

$$a_{12} = \frac{\frac{M_p}{M_m} \cdot F_m \cdot c_l \cdot \theta_m}{V_m \cdot \rho_m \cdot c_m}; \quad b = \frac{r}{V_m \cdot \rho_m \cdot c_m};$$

2) Матеріальний баланс для акумулюючої ємності реакційної маси в гідроліз-апараті при мольних значеннях концентрації:

$$-F_m \cdot X_m + V_m \cdot \rho_m \cdot w = 0 \quad (6)$$

Оскільки дана реакція першого порядку, то її швидкість буде визначатися концентрацією полісахаридів x_{p1} в гідроліз-апараті, тобто полісахаридами, які ще не прореагували. Якщо врахувати закон Ареніуса та закон діючих мас, то швидкість реакції буде дорівнювати:

$$w = \left(\frac{M_m}{M_p} \right) \cdot A_k \cdot e^{\left(\frac{-E}{R \cdot \Theta_m} \right)} \cdot X_{p1}, \quad (7)$$

де M_m – молярна маса моносахаридів, моль; M_p – молярна маса полісахаридів, моль; E – енергія активації реакції, Дж/моль; R – універсальна газова стала Дж/моль · К; A_k – предекспоненціальний множник реакції, кг/моль; $X_{p1} = \left(\frac{F_c}{F_m} \cdot X_p - \frac{M_m}{M_p} \cdot X_m \right)$ – концентрація полісахаридів, %.

Виконаємо лінеаризацію даного рівняння:

$$\begin{aligned} & \frac{-(F_p \cdot (1 - X_p) + F_k + F_c)}{\left(1 - \frac{M_p}{M_m} \cdot X_m \right)} \cdot \Delta X_m - \\ & - V_m \cdot \rho_m \cdot A_k \cdot e^{\left(\frac{-E}{R \cdot \Theta_m} \right)} \cdot \Delta X_m - \\ & - \left(V_m \cdot \rho_m \cdot \frac{M_m}{M_p} \cdot A_k \cdot e^{\left(\frac{-E}{R \cdot \Theta_m} \right)} \cdot \left(\frac{E}{R \cdot \Theta_m} \right) \times \right. \\ & \left. \times \left(\frac{F_p}{F_m} \cdot X_p - \frac{M_p}{M_m} \cdot X_m \right) \right) \cdot \Delta \Theta_m = V_m \cdot \rho_m \frac{d\Delta X_m}{dt}. \end{aligned} \quad (8)$$

Якщо виконати спрощення, то рівняння набуде вигляду:

$$\begin{aligned} & \frac{\left(\frac{-(F_p \cdot (1 - X_p) + F_k + F_c)}{\left(1 - \frac{M_p}{M_m} \cdot X_m \right)} - V_m \cdot \rho_m \cdot A_k \cdot e^{\left(\frac{-E}{R \cdot \Theta_m} \right)} \right)}{V_m \cdot \rho_m} \cdot \Delta X_m - \\ & - \frac{\left(V_m \cdot \rho_m \cdot \frac{M_m}{M_p} \cdot A_k \cdot e^{\left(\frac{-E}{R \cdot \Theta_m} \right)} \cdot \left(\frac{E}{R \cdot \Theta_m} \right) \cdot \left(\frac{F_p}{F_m} \cdot X_p - \frac{M_p}{M_m} \cdot X_m \right) \right)}{V_m \cdot \rho_m} \times \\ & \times \Delta \Theta_m = \frac{d\Delta X_m}{dt}. \end{aligned} \quad (9)$$

Запишемо рівняння в просторі стану для матеріального балансу для акумулюючої ємності реакційної маси в гідроліз-апараті:

$$a_{21} \cdot \Delta \Theta_m + a_{22} \cdot \Delta X_m = \frac{\Delta X_m}{dt}, \quad (10)$$

$$\begin{aligned} \text{де } a_{21} = & - \frac{\left(V_m \cdot \rho_m \cdot \frac{M_m}{M_p} \cdot A_k \cdot e^{\left(\frac{-E}{R \cdot \Theta_m} \right)} \cdot \left(\frac{E}{R \cdot \Theta_m} \right) \cdot \left(\frac{F_p}{F_m} \cdot X_p - \frac{M_p}{M_m} \cdot X_m \right) \right)}{V_m \cdot \rho_m}; \\ a_{22} = & \frac{-(F_p \cdot (1 - X_p) + F_k + F_c) - V_m \cdot \rho_m \cdot A_k \cdot e^{\left(\frac{-E}{R \cdot \Theta_m} \right)} \cdot \left(1 - \frac{M_p}{M_m} \cdot X_m \right)}{V_m \cdot \rho_m}. \end{aligned}$$

Розрахунки по визначенню концентрації моносахаридів та температури в апараті проведено з наступними даними, які записано в таблицю 1.

В даній моделі регульованими величинами є концентрація моносахаридів та температура в гідроліз-апараті. Збуренням є концентрація полісахаридів. Доцільний канал керування для даного випадку – «Витрата пари – концентрація моносахаридів».

Отже в загальному виді математичну модель процесу гідролізу можна подати, як:

$$\begin{aligned} a_{11} \cdot \Delta \Theta_m + a_{12} \cdot \Delta X_m + b \cdot \Delta F_c &= \frac{\Delta \Theta_m}{dt} \\ a_{21} \cdot \Delta \Theta_m + a_{22} \cdot \Delta X_m &= \frac{\Delta X_m}{dt}. \end{aligned} \quad (11)$$

Задача синтезу оптимального лінійного-квадратичного регулятора розв'язується на основі матричного диференціального нелінійного рівняння Ріккати та знаходження оптимального керування зі зворотним зв'язком.

Матричне диференціальне рівняння Ріккати описується за наступною формулою:

$$P' = -P \cdot A - A^T \cdot P + P \cdot B \cdot R^{-1} \cdot B^T \cdot P - Q, \quad (12)$$

де A – матриця змінних стану; B – матриця керування; Q , R – матриця вагових коефіцієнтів. Матриця Q , A , B і X дорівнює:

Таблиця 1

№ п/п	Назва параметру	Позначення	Значення	Одиниці виміру
1	Витрата сировини	F_p	0,25	кг/с
2	Витрата сірчаної кислоти	F_k	0,25	кг/с
3	Витрата пари	F_c	0,5	кг/с
4	Витрата лігніну	F_l	0,125	кг/с
5	Витрата гідролізату	F_m	0,375	кг/с
6	Об'єм гідроліз-апарата	V_m	0,045	метрів ³
7	Температура сировини	θ_p	293	К
8	Температура кислоти	θ_k	413	К
9	Температура пари	θ_c	460	К
10	Температура гідролізату	θ_m	453	К
11	Питома теплоємність сировини	c_p	2500	Дж/(кг · К)
12	Питома теплоємність сірчаної кислоти	c_k	4180	Дж/(кг · К)
13	Питома теплоємність пари	c_c	1780	Дж/(кг · К)
14	Питома теплоємність гідролізату	c_m	3800	Дж/(кг · К)
15	Питома теплоємність	c_l	1300	Дж/(кг · К)
16	Густина гідролізату	ρ_m	1554	г/кг ³

$$Q = \begin{bmatrix} 0.5 & 0 \\ 0 & 0.5 \end{bmatrix}; \quad R = 2; \quad A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} \\ a_{21} & a_{22} \end{bmatrix};$$

$$B = \begin{bmatrix} b \\ 0 \end{bmatrix}; \quad X = \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \end{bmatrix}.$$

З матричного диференціального рівняння Ріккати знайдемо:

$$\begin{aligned} P'_{11} &= 0.138P_{12} + 2P_{12}^2 - 0.5, \\ P'_{12} &= P'_{21} = -P_{11} + 7.286P_{12} + 0.069P_{22} + 2P_{12}P_{22}, \\ P'_{22} &= -2P_{12} + 14.572P_{22} + 2P_{22}^2 - 0.5. \end{aligned}$$

Запишемо умови трансверсальності для даного випадку:

$$\begin{aligned} P_{11}(t_f) &= 0; \quad P_{12}(t_f) = 0; \\ P_{21}(t_f) &= 0; \quad P_{22}(t_f) = 0. \end{aligned} \quad (13)$$

Оптимальне керування дорівнює:

$$\Delta U^*(t) = -R^{-1} \cdot b_2 \cdot (P_{11} \cdot \Delta x_1 + P_{12} \cdot \Delta x_2). \quad (14)$$

При постійних значеннях матриць A, B, R, Q та $t \rightarrow \infty, P$ прямує до усталеного значення, яке знаходять з матричного рівняння Ріккати, яке наведено вище. Це в свою чергу забезпечує сталість матричного коефіцієнту підсилення регулятора K .

Введемо більш загальний критерій якості:

$$\begin{aligned} I &= \frac{1}{2} X^T(t_f) \cdot S_f \cdot X(t_f) + \\ &+ \frac{1}{2} \int_0^{t_f} [X^T \cdot Q \cdot X + U^T \cdot R \cdot U + 2 \cdot X^T \cdot N \cdot U] dt. \end{aligned} \quad (15)$$

В критерію якості врахуємо, що взаємозв'язки між керуваннями та станом, можна показати виразом з коефіцієнтом підсилення:

$$K = R^{-1} \cdot (B^T \cdot P - N^T). \quad (16)$$

Однак існують вимоги стосовно існування оптимального лінійно-квадратичного регулятора. Дані вимоги наступні:

1. Пара матриць $[A, B]$ має бути повністю керована.

2. Мають виконуватися нерівності $R > 0, Q - N \cdot R^{-1} \cdot N^T \geq 0$.

3. Пара матриць $[Q - N \cdot R^{-1} \cdot N^T, A - B \cdot R^{-1} \cdot N^T]$ не може мати спостережувані моди з власними значеннями на дійсній осі.

Оптимальний закон керування дорівнює:

$$\begin{aligned} \Delta U^*(t) &= -R^{-1} \cdot (b \cdot (P_{11} \cdot \Delta x_1 + P_{12} \cdot \Delta x_2) + \\ &+ 2 \cdot (N_{11} \cdot x_1 + N_{22} \cdot x_2)). \end{aligned} \quad (17)$$

Слід відмітити, що при практичній реалізації алгоритмів оптимального керування часто не представляється можливим отримати оптимальні точні характеристики оптимізації. Це, найчастіше, обумовлене тим, що при побудові вихідної математичної моделі процесу керування звичайно використовують наближені чи апроксимуючі моделі, що враховують основні домінуючі зв'язки і в той же час відрізняються від реальних. В реальних умовах похибка алгоритмів оптимізації може зростати (особливо на великих інтервалах часу), що приведе до нестійкості алгоритмів оптимізації. Явище нестійкості алгоритмів оптимізації пов'язане з умовами реалізації рівняння Ріккати, розв'язок якого губить властивість симетричності.

Виконаний розрахунок оптимального лінійного регулятора, який був реалізований у програмному середовищі MATLAB. В результаті про-

ведемо порівняння системи з одним входом і виходом, другого порядку для звичайних систем і для систем з врахуванням зв'язку між станом та керуванням.

З рис. 2 можна помітити, що система має аперіодичний характер перехідного процесу. Час перехідного процесу складає 400 с. Концентрація моносахаридів в кінці процесу становить 32.5 %, що входить в потрібний проміжок. Однак графіки є доволі схожими як для випадку звичайної системи, так і для врахування зв'язку.

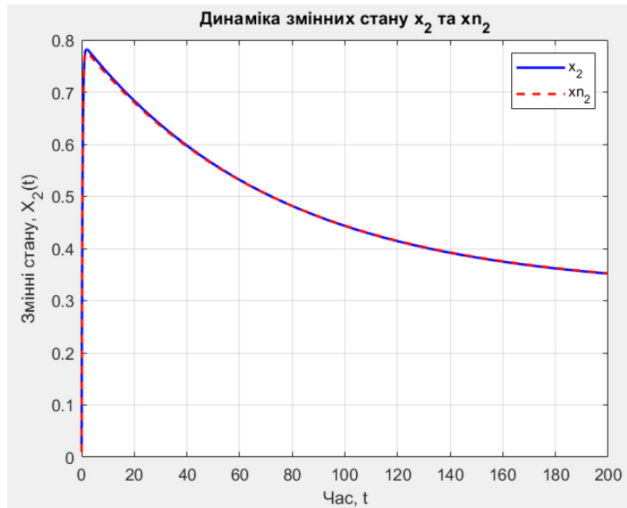


Рис. 2. Динаміка змінної стану x^2 з лінійним-квадратичним регулятором

На рис. 3 зобразимо зміну температури в гідроліз-апараті.

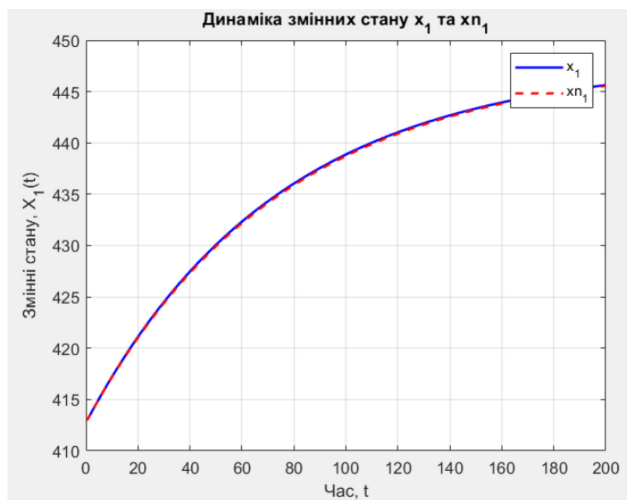


Рис. 3. Динаміка змінної стану температури в гідроліз-апараті з лінійно-квадратичним регулятором

На рис. 3 можна помітити, що система має аперіодичний характер процесу, а час пере-

хідного процесу складає 400 с. Температура за регламентом повинна бути в проміжку 443..453 К, що і можна побачити на рис. 3. Графік зміни стану з врахуванням взаємозв'язку виходить на задане значення трішки повільніше, ніж без врахування.

На рис. 4 зобразимо динаміку руху змінної керування, яка є витратою пари.

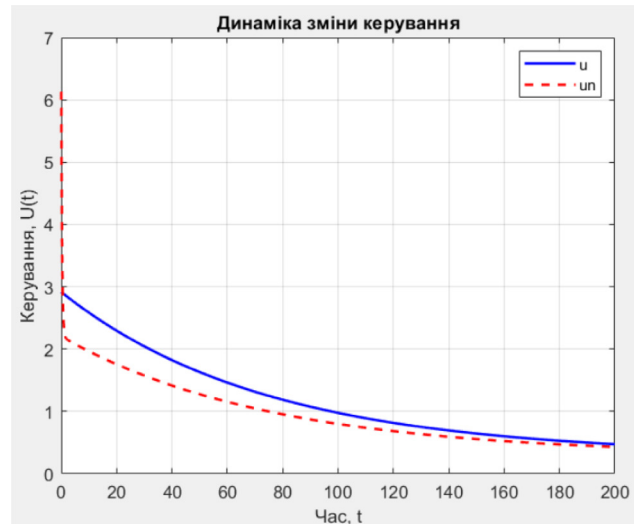


Рис. 4. Динаміка руху змінних керування з регулятором

З рисунку зміни динаміки керування можна прослідкувати різницю між звичайною системою і з врахуванням зв'язку між станом та керуванням. В випадку врахування зв'язку між станом та керуванням – витрата пари змінюється більш плавно та є набагато меншою, ніж для випадку без зв'язку.

Висновки. Сучасні технології виробництва етанолу гідролізом деревини неможливо уявити без використання автоматизації, яка дозволяє отримувати максимально можливу якість та кількість продукту. Для того, щоб це досягти – потрібно розробити систему керування, яка буде підтримувати оптимальні параметри процесу. Аналіз попередніх робіт показав, що хоча процес досліджено та є розроблені моделі, однак їх важко застосувати в системах керування.

Тому на основі розробленої моделі досліджувалася оптимальна система керування. Введений інтегральний квадратичний критерій якості та розроблений оптимальний лінійний закон на основі розв'язання рівняння Рікатті. Розроблено алгоритм оптимального керування процесом гідролізу, який в цілому задовольняє поставлені задачі.

Список літератури:

1. Mensah, M., Asiedu, N. Y., Neba, F. A. et al. Modeling, optimization and kinetic analysis of the hydrolysis process of waste cocoa pod husk to reducing sugars. SN Appl. Sci. 2, 1160, 2020. <https://doi.org/10.1007/s42452-020-2966-y>
2. Dąbkowska-Suszał, K., Półgrabska, A., Sobieszuk, P., Kołtuniewicz, A. B. Mathematical modeling of the enzymatic hydrolysis of lignocellulosic waste in membrane bioreactor considering transport phenomena. Chemical Engineering Research and Design, Volume 208, 2024. P. 656–665. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2024.07.034>
3. Fenila F., Yogendra Shastri. Optimal control of enzymatic hydrolysis of lignocellulosic biomass, Resource-Efficient Technologies, Volume 2, Supplement 1, 2016. P. S96–S104. <https://doi.org/10.1016/j.reffit.2016.11.006>.
4. Mukherjee, P., Pal, S., Sivaprakasam, S. Process Parameter Controls for Efficient Enzymatic Hydrolysis of Cellulosic Biomass. In: Bisaria, V. (eds) Handbook of Biorefinery Research and Technology: Biomass Logistics to Saccharification. Springer, Dordrecht, 2024. P.1023-1051. https://doi.org/10.1007/978-94-007-6308-1_77
5. Baker, A. J., & Jeffries, T. W. State-of-the-art report on status of wood hydrolysis for ethanol production. OSTI, 1981. 56 p.
6. Kwarteng, I. K. Kinetics of acid hydrolysis of hardwood in a continuous plug flow reactor. OSTI, 1983. 78 p.
7. Conner, A. L., & Lorenz, L. F. Kinetic modeling of hardwood prehydrolysis. Part III. Water and dilute acetic acid prehydrolysis of southern red oak. OSTI, 1986. 34 p.
8. Huang, Y., & Chen, W. H. A kinetic model for hydrolysis of cellulose in a semi-batch reactor: Analysis of temperature effects. Biochemical Engineering Journal, 2021. 72 p.
9. Мельничук, М. І. Оптимізаційні підходи до математичного моделювання ферментативних процесів гідролізу білків у харчовій промисловості. Вісник Харківського національного технічного університету сільського господарства, Харків, 2019. 124 с.
10. Ashfaq, M. M., Zholobko, O., Wu, X.-F. Kinetic Modeling of Cornstalk Cellulose Hydrolysis in Supercritical Water: A Comparative Study of the Effects of Temperature and Residence Time on Derivative Production. Processes, 11(10), 2023. MDPI. 3030 с.
11. Van Maris, A. J. A., Winkler, R., Verheijen, P. J. T. Modeling enzymatic hydrolysis of cellulose in lignocellulosic biomass conversion processes. Biotechnology Advances, 29(4), 2011. Elsevier. 675–681 с.
12. Godoy, J., Valbuena, M., Pérez-Correa, J. R., et al. A semi-mechanistic model to simulate enzymatic hydrolysis of pretreated lignocellulosic biomass: application to sugarcane bagasse. Bioresource Technology, 256, 2018. Elsevier. 34–42 с.
13. Kornienko Y. M., Haidai S. S., Sachok R. V., Liubeka A. M., Korniyenko B. Y. Increasing of the heat and mass transfer processes efficiency with the application of non-uniform fluidization. ARPN Journal of Engineering and Applied Sciences. 2020. No 15(7). P. 890–900.
14. Korniyenko B., Ladieva L. Mathematical Modeling Dynamics of the Process Dehydration and Granulation in the Fluidized Bed. Advances in Intelligent Systems and Computing. 1247 AISC. 2021. P. 18–30.
15. Корнієнко Б. Я., Галата Л. П. Дослідження імітаційного полігону захисту критичних інформаційних ресурсів методом IRISK. Моделювання та інформаційні технології. 2018. Вип. 83. С. 34–42.
16. Галата Л. П., Корнієнко Б. Я., Заболотний В. В. Математична модель протидії загрозам у системі захисту критичних інформаційних ресурсів. Наукоємні технології. 2019. Том 43. № 3. С. 300–306.
17. Корнієнко Б. Я., Галата Л. П. Оптимізація системи захисту інформації корпоративної мережі. Математичне та комп'ютерне моделювання. Серія: Технічні науки. 2019. Випуск 19. С. 56–62.
18. Корнієнко Б. Я., Галата Л. П. Побудова та тестування імітаційного полігону захисту критичних інформаційних ресурсів. Наукоємні технології. 2017. № 4(36). С. 316–322. doi.org/10.18372/2310-5461.36.12229.
19. Корнієнко Б. Я., Юдін О. К., Снігур О. С. Безпека аутентифікації у web-ресурсах. Захист інформації. 2012. № 1(54). С. 20–25. DOI: 10.18372/2410-7840.14.2056 (ukr).
20. Корнієнко Б. Я. Дослідження моделі взаємодії відкритих систем з погляду інформаційної безпеки. Наукоємні технології. 2012. № 3(15). С. 83–89, doi.org/10.18372/2310-5461.15.5120 (ukr).
21. Корнієнко Б. Я. Побудова та тестування імітаційного полігону захисту критичних інформаційних ресурсів. Наукоємні технології. 2017. № 4(36). С. 316–322.

Ladieva L. R., Korniyenko B. Ya., Sazonov A. Yu., Pelypenko N. S. OPTIMAL CONTROL OF THE ETHANOL PRODUCTION PROCESS BY WOOD HYDROLYSIS

The article considers the current problem of increasing demand for biofuels, which is due to the need to reduce greenhouse gas emissions and dependence on fossil fuels, the use of which leads to negative environmental consequences. The use of the hydrolysis process, in particular waste from the forest and food industries, makes it possible to effectively use renewable resources that were previously considered of little value and to obtain bioethanol from them, which is a full-fledged environmentally friendly substitute for traditional

fuels. The development of technologies in this area also contributes to the creation of closed production cycles and stimulates the environmental modernization of industrial processes, which makes research in this area extremely important for sustainable development. The hydrolysis process is considered the most promising method of obtaining bioethanol, since the raw material in this process can be sawdust or food industry waste, which are currently considered waste. The use of these resources creates the opportunity not only to obtain environmentally friendly fuel, but also implements waste-free production in the food industry.

The article is devoted to one of the methods of obtaining bioethanol – the method of wood hydrolysis. This method has an advantage over others, as it can use renewable resources and food waste to produce high-quality fuel. Modern technologies for ethanol production by wood hydrolysis are unimaginable without the use of automation, which allows obtaining the highest possible quality and quantity of the product. The article develops a control system that supports optimal process parameters. The topic of finding optimal control of the ethanol production process by wood hydrolysis is extremely relevant, since there is no single approach to modeling the multicomponent process of wood hydrolysis and no problems have been solved based on a linear regulator. Analysis of previous works showed that although the process has been studied and models have been developed, they are difficult to apply in control systems. An optimal control system has been developed based on a mathematical model. An integral quadratic quality criterion has been introduced and an optimal linear law has been developed based on the solution of the Riccati equation. An algorithm for optimal control of the hydrolysis process has been developed, which generally satisfies the tasks set.

Key words: *optimal control, ethanol production, wood hydrolysis, quality criterion, control system.*