

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»

Пелипенко Н.С.

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

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА ЕТАНОЛУ ГІДРОЛІЗОМ ДЕРЕВИНИ

Зростання попиту на біопаливо обумовлене необхідністю зниження викидів парникових газів та залежності від викопних видів палив, які спричиняють негативні екологічні наслідки. Процес гідролізу, зокрема відходів лісової та харчової промисловостей, дозволяє ефективно використовувати відновлювальні ресурси, які раніше вважалися малоцінними, та отримувати з них біоетанол, який є повноцінним екологічно чистим замінником традиційних видів палива. Розвиток технологій у цьому напрямку також сприяє створенню замкнених виробничих циклів і стимулює екологічну модернізацію промислових процесів, що робить дослідження в цій сфері надзвичайно важливими для сталого розвитку. Процес гідролізу можна вважати найперспективнішим способом отримання біоетанолу, оскільки в якості сировини в даному процесі можуть використовуватися дерев'яна тирса чи рештки харчової промисловості, які на даний момент вважаються відходами. Використання цих ресурсів створює можливість не тільки отримувати екологічно чисте паливо, а й створення безвідходних виробництв в харчовій промисловості.

Одним зі способів отримання біоетанолу є метод гідролізу деревини. Даний метод отримання біоетанолу має перевагу над рештою, тому що він може використовувати відновлювальні ресурси та харчові відходи для виробництва якісного пального. Аналіз попередніх робіт показав, що процес виробництва біоетанолу та його математична модель не досліджена в достатній мірі, тому дане дослідження є актуальним. Розроблена математична модель процесу як об'єкту з зосередженими параметрами. В якості керуючого впливу вибрано витрати нагрітої пари. Отримані статичні і динамічні характеристики процесу. При створенні математичної моделі процесу гідролізу виконані математичні розрахунки гідролізу апарату та побудована модель динаміки, що дає змогу нам розв'язувати задачі пошуку оптимального керування. Підвищення ефективності процесу гідролізу з використанням методу математичного моделювання для прогнозування роботи установки в умовах мінливого складу сировини дозволить розробити оптимальну систему керування процесом.

Ключові слова: математична модель, виробництво етанолу, гідроліз деревини, статична характеристика, динамічна характеристика, перехідна характеристика процесу.

Постановка проблеми. В наш час виникла глобальна потреба у відновлювальних джерелах енергії, які мають низький вплив на довкілля. Зростання попиту на біопаливо обумовлене необхідністю зниження викидів парникових газів та залежності від викопних видів палив, які спричиняють негативні екологічні наслідки. Процес гідролізу, зокрема відходів лісової та харчової промисловостей, дозволяє ефективно використовувати відновлювальні ресурси, які раніше вважалися малоцінними, та отримувати з них біо-

етанол, який є повноцінним екологічно чистим замінником традиційних видів палива. Розвиток технологій у цьому напрямку також сприяє створенню замкнених виробничих циклів і стимулює екологічну модернізацію промислових процесів, що робить дослідження в цій сфері надзвичайно важливими для сталого розвитку.

Процес гідролізу можна вважати найперспективнішим способом отримання біоетанолу, оскільки в якості сировини в даному процесі можуть використовуватися дерев'яна тирса чи

рештки харчової промисловості, які на даний момент вважаються відходами. Використання цих ресурсів створює можливість не тільки отримувати екологічно чисте паливо, а й створення безвідходних виробництв в харчовій промисловості. Тому дослідження процесу виробництва біоетанолу гідролізом деревини – надзвичайно актуальне.

Процес гідролізу деревини відбувається в спеціальному гідроліз-апараті. Гідроліз-апарат – це циліндричний сталевий апарат, який футерований з середини кислотостійким матеріалом. Сировина у вигляді дерев'яної тирси завантажується в гідроліз-апарат, після чого розпочинається процес.

В апарат через спеціальний зрошувальний прилад подається підігріта до 373 К сульфатна кислота концентрацією 0.5 %. Оскільки за звичайної температури гідроліз відбувається дуже повільно, тому в гідроліз-апараті підтримується температура 448.458 К. Для підтримки температури до гідроліз-апарату надходить підігріта пара під тиском 1.1,2 МПа. Гідролізат неперервно виводиться з нижньої частини апарата через спеціальний фільтраційний прилад. Цей прилад – це перфоровані мідні трубки, які не пропускають лігнін.

Гідроліз-апарат працює в циклі від завантаження до вивантаження декілька годин. Після відпрацювання гідроліз-апарату весь лігнін видавлюють в збирач лігніну, позначений номером 4, після чого гідроліз-апарат промивають і готують до нового завантаження [4].

Головним контуром керування гідроліз-апаратом є підтримання концентрації моносахаридів шляхом зміни витрати нагрітої пари, яка регулює температуру в гідроліз-апараті.

Аналіз останніх досліджень і публікацій. Деякі дослідження спрямовані на опис сучасних методів виробництва етанолу шляхом гідролізу деревини, висвітлюються різні підходи до кислотного та ферментативного гідролізу [1], чи аналізується кінетика кислотного гідролізу деревини [2-6]. Однак більшість досліджень зосереджуються на моделюванні кінетики реакції гідролізу деревини [7-12].

Створення автоматизованих систем керування вимагає розробки та дослідження математичної моделі динаміки, яка дозволить досягти цілей керування, розробки алгоритмів керування процесом гідролізу та розв'язку задач оптимізації [13-16].

Аналіз публікацій показав, що дослідження процесу гідролізу в основному направлені на

техніку експериментальних досліджень процесу гідролізу та його кінетики [17-20]. Для керування процесом необхідно виконати розробку математичної моделі динаміки процесу гідролізу.

Постановка завдання. Метою роботи є підвищення рівня моносахаридів в кінцевому продукті гідролізу – гідролізаті, оскільки саме концентрація моносахаридів впливає на якість біоетанолу. Для цього потрібно розробити і дослідити математичну модель процесу гідролізу в гідроліз-апараті.

Виклад основного матеріалу. Основною перевагою методу гідролізу у виробництві етанолу – полягає в тому, що ми можемо контролювати кількість моносахаридів та полісахаридів в гідролізаті, що є надзвичайно важливо для подальшого виробництва біоетанолу. Реакція гідролізу починається 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 рисунку 1 наведемо розрахункову схему гідроліз-апарату:

Розроблена математична модель гідроліз апарат у виробництві біоетанолу гідролізом деревини. Під час створення математичної моделі прийняті наступні припущення:

1. Тиск не впливає на температуру в гідроліз-апараті.
2. Відсутність втрат тепла в навколишнє середовище.
3. В гідроліз-апараті ідеальні умови.

Запишемо в таблицю 1 основні параметри для розрахунку статичних та динамічних характеристик:

- 1) Складемо рівняння теплового балансу для гідроліз-апарату, використовуючи структурно-параметричну схему гідроліз-апарату, яка зображена на рисунку 1:

$$F_p \cdot c_p \cdot \theta_p + F_k \cdot c_k \cdot \theta_k + F_c \cdot r - F_m \cdot c_m \cdot \theta_m - F_l \cdot c_l \cdot \theta_m = 0 \quad (1)$$

де r – прихована теплота пароутворення.

З даного рівняння теплового балансу складемо рівняння статичної для каналу «витрати пари – температура гідролізату»:

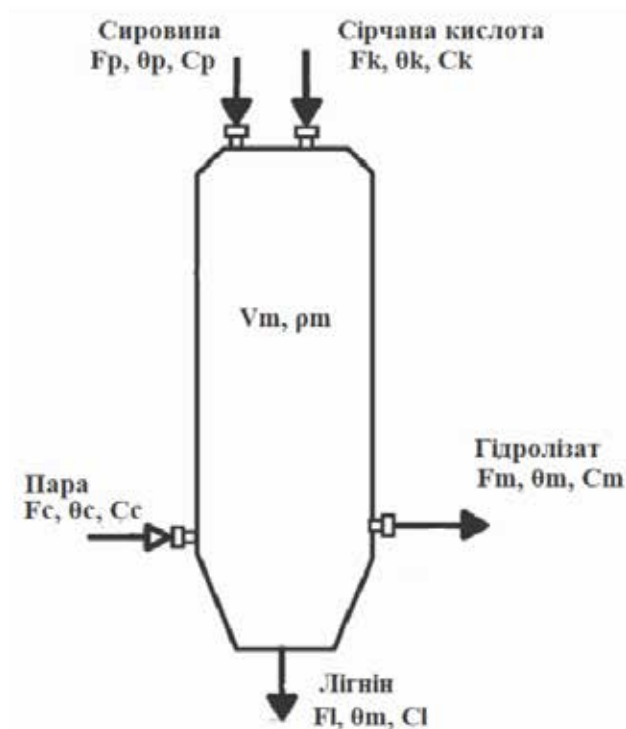


Рис. 1. Структурно-параметрична схема гідроліз-апарату

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

$$\theta_m = \frac{F_p \cdot c_p \cdot \theta_p + F_k \cdot c_k \cdot \theta_k + F_c \cdot r}{F_m \cdot c_m + F_l \cdot c_l} \quad (2)$$

Використовуючи дані, які були отримані з виробництва, підставимо параметри в рівняння статистики для каналу «Витрата пари – температура гідролізату». Побудуємо статичну характеристику за каналом « $F_c - \theta_m$ » та зобразимо її на рисунку 2.

З рисунку 2 можна зробити висновок, що температура в гідроліз-апараті лінійно залежна від витрати нагрітої пари. Збільшення витрати пари призводить до збільшення температури в гідроліз-апараті і оптимальна температура для процесу гідролізу, а саме 448 °K, в гідроліз-апараті встановлюється при витраті пари 0,5 кілограм в секунду.

2) Складемо матеріальний баланс по акумулюючій ємності реакційної маси моносахаридів.

$$-F_m \cdot X_m + V_m \cdot \rho_m \cdot w = 0 \quad (3)$$

де $w = \left(\frac{M_m}{M_p}\right) \cdot A_k \cdot e^{\left(\frac{-E}{R \cdot \theta_m}\right)} \cdot X_{p1}$ – швидкість хіміч-

ної реакції взята з рівняння Арреніуса, моль/с, 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*K); A_k – предекспоненціальний множник реакції, 1/с; X_m – концентрація моносахаридів; $X_{p1} = \left(\frac{F_c}{F_m} \cdot X_p - \frac{M_m}{M_p} \cdot X_m\right)$ – концентрація полісахаридів, %.

З матеріального балансу виведемо рівняння статистики для каналу «витрата пари – концентрація моносахаридів»:

Таблиця 1

№ п/п	Назва параметру	Позначення	Значення	Одиниці виміру
1	Витрата сировини	F_p	0,25	кг/с
2	Витрата сульфатної 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-апарату	V_m	0.045	м³
7	Температура сировини	θ_p	293	°K
8	Температура кислоти	θ_k	413	°K
9	Температура пари	θ_c	460	°K
10	Температура гідролізату	θ_m	453	°K
11	Питома теплоємність сировини	c_p	2500	Дж/(кг*K)
12	Питома теплоємність сульфатної кислоти	c_k	4180	Дж/(кг*K)
13	Питома теплоємність пари	c_c	1780	Дж/(кг*K)
14	Питома теплоємність гідролізату	c_m	3800	Дж/(кг*K)
15	Питома теплоємність	c_l	1300	Дж/(кг*K)
16	Густина гідролізату	ρ_m	1554	кг/м³

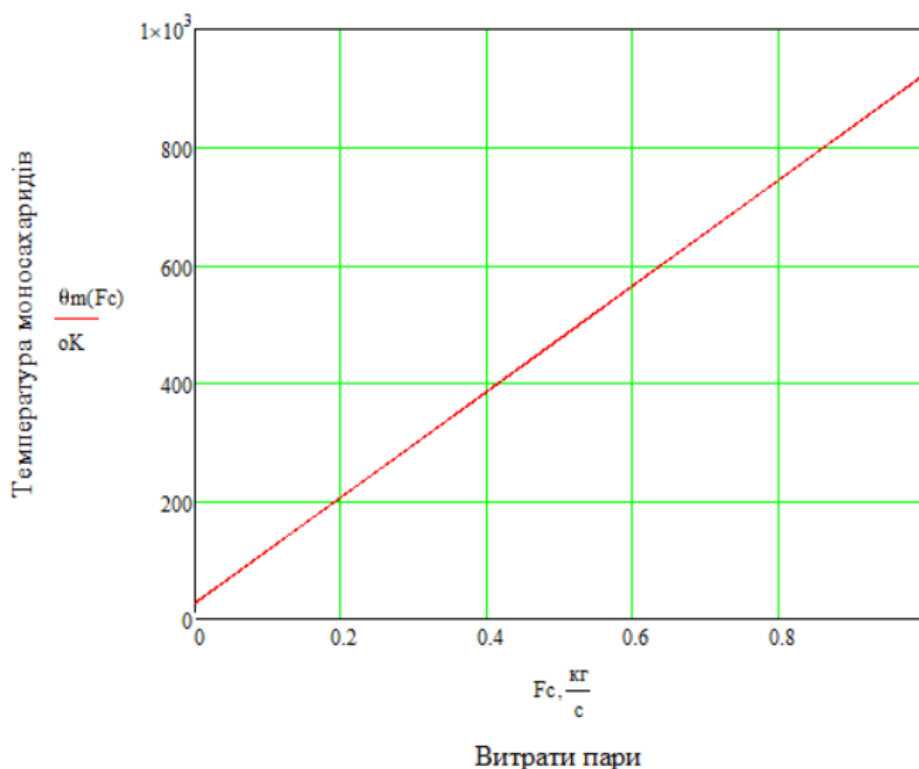


Рис. 2. Статична характеристика за каналом «витрати пари на вході – температура гідролізату»

$$X_m = \frac{V_m \cdot \rho_m \cdot \left(\frac{M_m}{M_p}\right) \cdot A_k \cdot e^{\left(\frac{-E}{R \cdot \theta_m}\right)} \cdot \left(\frac{F_c}{F_m}\right) \cdot X_p}{F_m + V_m \cdot \rho_m \cdot \left(\frac{M_m}{M_p}\right)^2 \cdot A_k \cdot e^{\left(\frac{-E}{R \cdot \theta_m}\right)}} \quad (4)$$

Використовуючи значення параметрів, які були отримані на виробництві, побудуємо статичну характеристику для каналу «витрата пари -> концентрація моносахаридів» на рисунку 3.

З побудованого графіку можна зробити висновок, що концентрація моносахаридів зростає при зростанні витрати пари, але потім настає момент, коли при збільшенні витрати пари концентрація моносахаридів збільшується незначно.

3) Проведемо моделювання динамічного режиму роботи об'єкта. Виведемо рівняння динаміки теплового балансу процесу гідролізу:

$$\begin{aligned} & F_p \cdot c_p \cdot \theta_m + F_k \cdot c_k \cdot \theta_k + F_c \cdot i_c - \\ & - \left(\frac{F_p \cdot (1 - X_p) + F_k + F_c}{1 - \frac{M_p}{M_m}} \cdot c_m \cdot \theta_m - \right. \\ & \left. - \left(-\frac{M_p}{M_m} \cdot F_m \cdot X_m + F_p \cdot X_p \right) \cdot c_l \cdot \theta_m \right) = \\ & = V_m \cdot \rho_m \cdot c_m \frac{d\theta_m}{dt} \end{aligned} \quad (5)$$

4) Виведемо рівняння динаміки матеріального балансу процесу гідролізу:

$$\begin{aligned} & -F_m \cdot X_m + V_m \cdot \rho_m \cdot \left(\frac{M_m}{M_p}\right) \cdot A_k \cdot e^{\left(\frac{-E}{R \cdot \theta_m}\right)} \cdot \\ & \cdot \left(\frac{F_p}{F_m}\right) \cdot X_p - \frac{M_p}{M_m} \cdot X_m = V_m \cdot \rho_m \frac{dX_m}{dt} \end{aligned} \quad (6)$$

Тепер необхідно отримати перехідні характеристики. Для отримання перехідних характеристик проведемо лінеаризацію отриманих рівнянь динаміки.

При невеликих відхиленнях всіх параметрів системи від величини в усталеному стані (нехтуючи малими значеннями вищих порядків членів розкладання ряду Тейлора) лінеаризовані рівняння збереження маси і енергії після перетворень за Лапласом можна представити в наступному вигляді:

$$\begin{aligned} (T_1 s + 1) \Delta \theta_m &= k_{11} \Delta X_m + k_1 \Delta F_c \\ (T_2 s + 1) \Delta X_m &= k_2 \Delta \theta_m \end{aligned}$$

Виконаємо позначення:

$$k_{11} = -\frac{M_p}{M_m} \cdot F_m \cdot c_l \cdot \theta_m$$

$$k_1 = C_c \cdot \theta_c + r$$

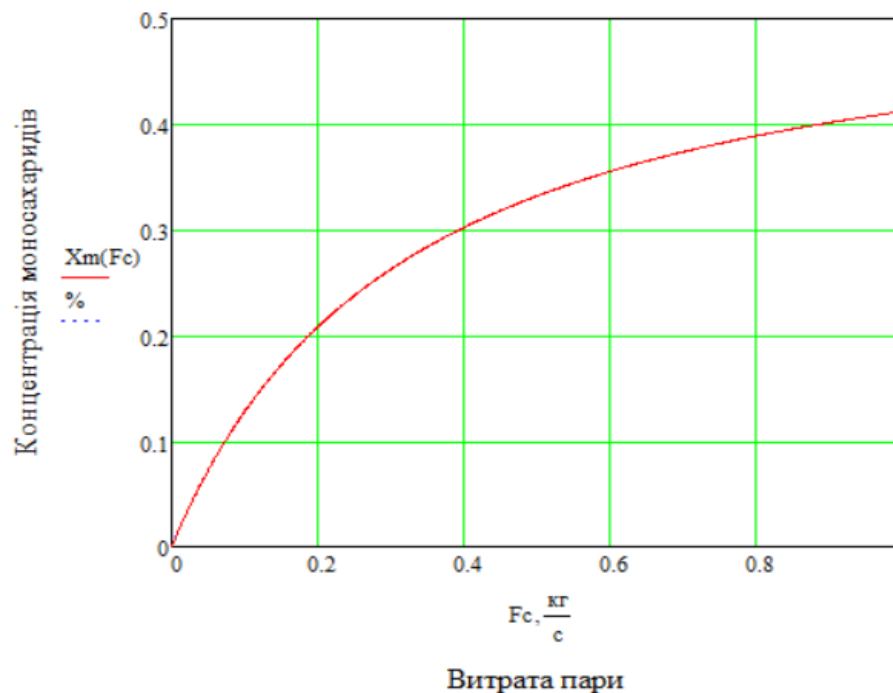


Рис. 3. Статична характеристика за каналом «витрати пари на вході – концентрація моносахаридів»

$$k_2 = V_m \cdot \rho_m \cdot \frac{M_m}{M_p} \cdot A_k \cdot e^{\left(\frac{-E}{R \cdot \theta_m}\right)} \cdot \left(\frac{E}{R \cdot \theta_m}\right) \cdot \left(\frac{F_p}{F_m} \cdot X_p - \frac{M_p}{M_m} \cdot X_m\right)$$

$$M = V_m \cdot \rho_m \cdot \frac{M_m}{M_p} \cdot A_k \cdot e^{\left(\frac{-E}{R \cdot \theta_m}\right)} \cdot \left(\frac{E}{R \cdot \theta_m}\right) \cdot \left(\frac{F_p}{F_m} \cdot X_p - \frac{M_p}{M_m} \cdot X_m\right)$$

$$N = \frac{F_p \cdot (1 - X_p) + F_k + F_c}{1 - \frac{M_p}{M_m} \cdot X_m} \cdot c_m - \left(-\frac{M_p}{M_m} \cdot F_m \cdot X_m + F_p \cdot X_p\right) \cdot c_l$$

Знайдемо значення коефіцієнтів T1 та T2:

$$T_1 = \frac{V_m \cdot \rho_m}{M}$$

$$T_2 = \frac{V_m \cdot \rho_m \cdot c_m}{N}$$

Для опису динамічних характеристик математична модель динаміки процесу гідролізу показана у вигляді диференціальних рівнянь другого порядку, тобто в просторі станів можна подати у вигляді:

$$\frac{dX}{dt} = A \cdot X + B \cdot U$$

В результаті отримана передатна функція за каналом «витрати пари» - «концентрація моносахаридів»:

$$\frac{dX_m}{dF_c} = W(s) = \frac{b}{a_2 \cdot s^2 + a_1 \cdot s + 1}$$

Отримана перехідна характеристика процесу гідролізу за каналом «витрати пари» - «концентрація моносахаридів» (Рис. 4).

З рис. 4 видно, що система має аперіодичний характер перехідного процесу. З графіку перехідної характеристики можна побачити, що час перехідного процесу становить приблизно 60 секунд, що для процесу гідролізу вважається нормальним. Концентрація моносахаридів повинна лежати в діапазоні 0,25–0,35.

Розрахунки математичної моделі процесу гідролізу були проведені у програмних середовищах MATLAB та MathCad.

Висновки. Одним зі способів отримання біоетанолу є метод гідролізу деревини. Даний метод отримання біоетанолу має перевагу над рештою, тому що він може використовувати відновлювальні ресурси та харчові відходи для виробництва якісного пального.

Аналіз попередніх робіт показав, що процес виробництва біоетанолу та його математична модель не досліджена в достатній мірі, тому дане дослідження є актуальним. Розроблена математична модель процесу як об'єкту з зосередженими параметрами. В якості керуючого впливу вибрано витрати нагрітої пари. Отримані статичні і динамічні характеристики процесу. При створенні математичної моделі процесу гідролізу виконані математичні розрахунки гідролізу апарату та побудована модель динаміки, що дає змогу нам розв'язувати

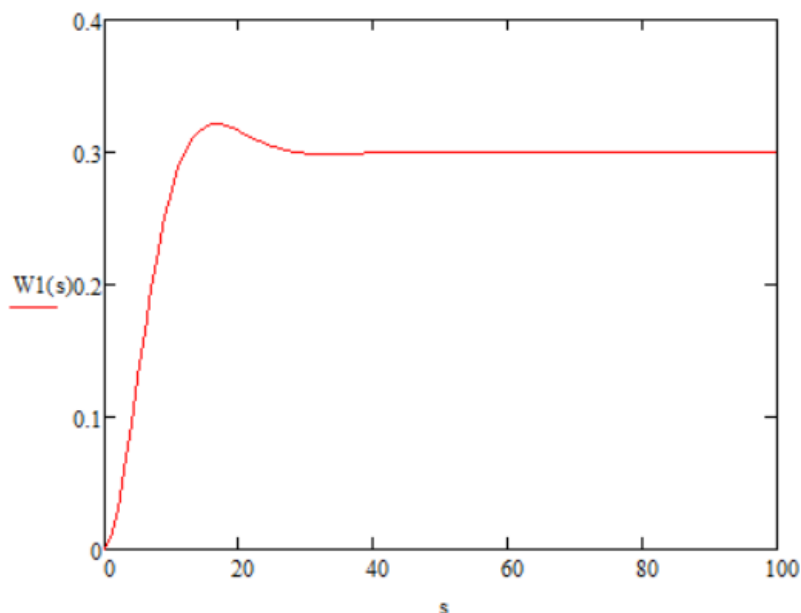


Рис. 4. Перехідна характеристика процесу гідролізу за каналом «Fc – X_m»

задачі пошуку оптимального керування. Підвищення ефективності процесу гідролізу з використанням методу математичного моделювання для

прогнозування роботи установки в умовах мінливого складу сировини дозволить розробити оптимальну систему керування процесом.

Список літератури:

1. Baker, A. J., & Jeffries, T. W. *State-of-the-art report on status of wood hydrolysis for ethanol production*. OSTI, 1981. 56 с.
2. Kwarteng, I. K. *Kinetics of acid hydrolysis of hardwood in a continuous plug flow reactor*. OSTI, 1983. 78 с.
3. 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 с.
4. Білик, І. П., Погребенник, А. П. Математичне моделювання процесу кислотного гідролізу деревини в реакторі з перемішуванням. Науковий вісник НТУУ «КПІ», 2018. 32 с.
5. Сенько, Л. І., Коржов, В. А. Дослідження кінетики процесу гідролізу в реакторі безперервної дії. Журнал хімічної технології, 2020. 45 с.
6. 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 с.
7. 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.
8. Галушко, С. С. Ензиматичний гідроліз та математичне моделювання отримання гідролізатів білків із побічної сировини харчової промисловості. Східноєвропейський національний університет, Луцьк, 2021. 115 с.
9. Godoy, J., Valbuena, M., Pérez-Correa, J. R., et al. (2018). *A semi-mechanistic model to simulate enzymatic hydrolysis of pretreated lignocellulosic biomass: application to sugarcane bagasse*. Bioresource Technology, 256, 34-42. doi:10.1016/j.biortech.2018.01.154.
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).

Ladieva L.R., Korniyenko B.Ya., Pelypenko N.S. MATHEMATICAL MODELING OF ETHANOL PRODUCTION PROCESS BY WOOD HYDROLYSIS

The growing demand for biofuels is due to the need to reduce greenhouse gas emissions and dependence on fossil fuels, which cause negative environmental consequences. The hydrolysis process, in particular waste from the forestry and food industries, allows for the effective use of 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 direction 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 can be considered the most promising method of obtaining bioethanol, since wood sawdust or residues from the food industry, which are currently considered waste, can be used as raw materials in this process. The use of these resources creates the opportunity not only to obtain environmentally friendly fuel, but also to create waste-free production in the food industry. One of the methods of obtaining bioethanol is the method of wood hydrolysis. This method of bioethanol production has an advantage over the rest, because it can use renewable resources and food waste to produce high-quality fuel. Analysis of previous works showed that the bioethanol production process and its mathematical model have not been studied sufficiently, so this study is relevant. A mathematical model of the process as an object with concentrated parameters has been developed. The flow of heated steam has been chosen as the control influence. Static and dynamic characteristics of the process have been obtained. When creating a mathematical model of the hydrolysis process, mathematical calculations of the hydrolysis apparatus have been performed and a dynamics model has been built, which allows us to solve the problems of finding optimal control. Increasing the efficiency of the hydrolysis process using the mathematical modeling method to predict the operation of the installation under conditions of variable raw material composition will allow developing an optimal process control system.

Key words: mathematical model, ethanol production, wood hydrolysis, static characteristic, dynamic characteristic, transient characteristic of the process.