

DOI: 10.18372/2310-5461.49.15293

УДК 681.5

*Л. Р. Ладієва*, канд. техн. наук, доц.  
Національний технічний інститут України  
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»  
orcid.org/0000-0002-1706-0072  
e-mail: lrynus@yahoo.com;

*О. М. Береза*,  
Національний технічний інститут України  
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»  
orcid.org/0000-0002-1854-5020  
e-mail: olehbereza@ukr.net

## МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ВАКУУМНОЇ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ У ВИРОБНИЦТВІ БІОЕТАНОЛУ

### Вступ

Ринок спирту і біоетанолу в світі швидко розповсюджується. Ситуація в Україні з виробництвом біоетанолу показала відставання від темпів світового виробництва. Це пов'язане з необхідністю розвитку й удосконалення процесів виробництва біопалива з метою енергозбереження.

Мембранна дистиляція (МД), призначена для відновлення спиртів — це технологія, що використовує пористі мембрани для розділення рідкої суміші, де рушійною силою процесу є градієнт тиску на мембрані. Основна перевага полягає у можливості постійно видаляти етанол на етапі виробництва пального спирту. Процес вакуумної мембранної дистиляції, що призначений для концентрування спиртів майже невивчений. Із літературних джерел відомо, що витрати енергії на процес вакуумної мембранної дистиляції для отримання біоетанолу значно нижчі ніж витрати на процес ректифікації. Тому актуальним є дослідження процесу вакуумної мембранної дистиляції і створення математичної моделі з метою розробки системи керування процесом [1]. Мембранна дистиляція — це термомембранний процес, що являє собою гібридний розділовий процес, якій протікає зі зміною фазового стану з отриманням парової фази на пористій гідрофобній мембрані. Цей процес застосовується для очищення стічних вод, опріснення води, розділення летючих з'єднань. Проходження етанолу крізь пори мембрани відбувається у три стадії: утворення пари розчинника з боку гарячої сторони мембрани, дифузію парової фази через мікропористу гідрофобну мембрану і конденсацію пари за допомогою охолоджуючої води. Під час вакуумної мембранної дистиляції рушійна сила підтримується шляхом застосування ваку-

уму на стороні пермеату. Прикладається розрідження менше, ніж рівноважний тиск пари. Отже, конденсація відбувається після мембранного модуля. Здатність ефективно працювати за низьких температур робить процес МД утилізацією низькосортних відходів і альтернативних джерел енергії.

Розроблено новий спосіб керування процесом вакуумної мембранної дистиляції, за яким було отримано патент на корисну модель [14]. Головним контуром у цьому методі керування є підтримання концентрації біоетанолу в розчині шляхом зміни ступеня розрідження в зоні пермеату.

### Аналіз останніх досліджень та публікацій

Багато досліджень спрямовано на опис тепло- і масопереносу в процесі контактної мембранної дистиляції, розглянуті різні математичні підходи до опису температурної і концентраційної поляризації [2–7]. Ряд публікацій присвячено розробці математичних моделей процесу контактної мембранної дистиляції (КМД) [8–13]. У вітчизняній і закордонній літературі під час дослідження процесів мембранної дистиляції основна увага приділялась питанням гідродинаміки і теплообміну. Створення автоматизованих систем керування потребує розробки і дослідження математичної моделі динаміки для цілей керування, розв'язання завдань оптимізації і розробки алгоритмів керування процесом, у той час як дані питання є не розв'язані.

Основні дослідження процесу вакуумної мембранної дистиляції були спрямовані на техніку експериментальних досліджень розділення етанолу. Аналіз публікацій показав, що була розроблена математична модель статички для опису переносу маси і енергії у процесі розділення етанолу з використанням вакуумної мембранної

дистиляції, яка є однією з небагатьох, що запропоновані для вивчення вилучення етанолу за допомогою цього методу [9]. Але цю модель неможливо використати для створення системи керування.

**Мета роботи** — є підвищення рівня енергозбереження процесу МД шляхом ефективного керування при зміні властивостей вихідного продукту і функціональних властивостей мембрани. Досягнення поставленої мети передбачає розробку і дослідження математичної моделі процесу вакуумної мембранної дистиляції.

#### Виклад основного матеріалу дослідження

Через відносну новизну застосування процесу вакуумної мембранної дистиляції для виробництва біоетанолу цей процес є недостатньо вивчений, як об'єкт автоматичного керування. Основна перевага процесу вакуумної мембранної дистиляції полягає у можливості постійно видаляти етанол на етапі виробництва пального спирту, уникаючи тим самим інгібування продуктів ферментації і тим самим збільшуючи виробництво. Цей процес може керуватися за допомогою відпрацьованого тепла, що пов'язано з низькою температурою промислових потоків. Мембрана, що використовується в процесі мембранної дистиляції, забезпечує проходження тільки парів етанолу і таким чином, продукт, отриманий теоретично 100 % чистий від твердих або нелетких забруднюючих речовин. Через мембрану проходять тільки легколетючі компоненти розчину.

У менісках пор з гарячої сторони мембрани відбувається випаровування парів етанолу і завдяки різниці парціальних тисків на сторонах мембрани проходить дифузія парів крізь пори. При розробці математичної моделі процесу необхідно врахувати ряд факторів: процеси масообміну, зміни коефіцієнта тепловіддачі від розчину меляси до гарячої сторони мембрани.

Розрахункова схема установки вакуумної мембранної дистиляції наведена на рис. 1.

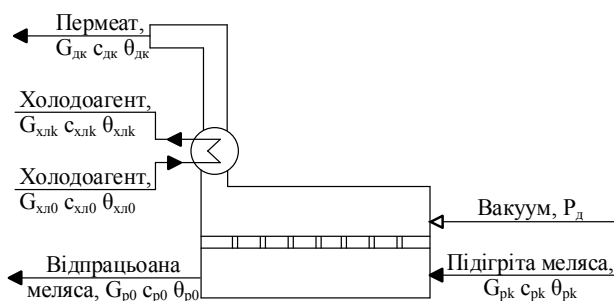


Рис. 1. Структурно-параметрична схема установки вакуумної мембранної дистиляції:

де  $G_{р0}$  — витрата меляси на вході, кг/с;  $G_{рк}$  — витрата меляси на виході, кг/с;  $\theta_{р0}$  — температура меляси на вході, К;  $c_{р0}$  — теплоємність меляси

на вході, Дж/кг\*К;  $\theta_{рк}$  — температура меляси на виході, °К;  $\theta_{дк}$  — температура пермеату на виході, °К;  $\theta_{хлк}$  — температура холодоагенту на виході, °К;  $\theta_{хл0}$  — температура холодоагенту на вході, °К;  $c_{хл}$  — теплоємність холодоагенту, Дж/кг\*К;  $G_{хл0}$  — витрата холодоагенту на вході, кг/с;  $G_{хлк}$  — витрата холодоагенту на виході, кг/с.

Розроблена математична модель вакуумної мембранної дистиляції у виробництві біоетанолу.

Під час створення математичної моделі були прийняті такі припущення:

- 1) мембрана ідеальна, тобто гідрофобна з однаковим радіусом пор та непошкодженим селективним прошарком;
- 2) не враховано вплив поляризації температури та концентрації;
- 3) не враховано розподіленість параметрів уздовж каналів мембранного модуля;
- 4) смістю мембрани знехтували, через її незначну товщину порівняно з висотою каналів сировини та пермеату.

При математичному моделюванні процесу вакуумної дистиляції було отримано такі рівняння:

- 1) рівняння динаміки теплового балансу процесу випаровування етанолу для акумулюючої ємності каналу меляси.

$$G_{р0}c_{р0}\theta_{р0} - k_1F_1(\theta_{рк} - \theta_{дк}) - G_{рк}c_{рк}\theta_{рк} - \beta(\xi_1\theta_{рк} - \xi_2\theta_{дк})Fr = V_p\rho_p c_p \frac{d\theta_{рк}}{dt}. \quad (1)$$

де  $F$  — площа мембрани, м<sup>2</sup>;  $\xi_1$  — коефіцієнт парціального тиску парів етанолу в порах мембрани з гарячої сторони мембрани;  $\xi_2$  — коефіцієнт парціального тиску парів етанолу в пароповітряній суміші з боку холодного боку мембрани;  $\beta$  — коефіцієнт масопереносу, кг/(м<sup>2</sup>·с·Па), знайдено за формулою [6]

$$\beta = \frac{\sqrt{M_k}}{4\epsilon d_p} \frac{\epsilon \tau d_m \sqrt{2\pi RT}}{\epsilon \tau d_m \sqrt{2\pi RT}}, \quad (2)$$

де  $\tau$  являє собою

$$\tau = \frac{1}{\epsilon},$$

де  $M_k$  — молекулярна маса речовини, а.о.м.;  $\epsilon$  — пористість мембрани, 1/м<sup>2</sup>;  $d_p$  — діаметр пор мембрани, м;  $\delta_m$  — товщина мембрани, м;  $T$  — температура розчину, К;  $R$  — універсальна газова стала, Дж/(моль·К).

Коефіцієнт теплопередачі  $k$ -мембрани, Вт/(м<sup>2</sup>К) розраховуємо за формулою

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (3)$$

де  $\delta$  — товщина мембрани, м;  $\lambda$  — коефіцієнт теплопровідності мембрани, Вт/(м·К);  $\alpha_1, \alpha_2$  — коефіцієнти тепловіддачі з боку сировини і з боку пермеату, Вт/(м<sup>2</sup>·К).

Відповідно знаходимо вирази

$$\alpha_1 = Nu_1 \frac{\lambda}{d_p}, \quad (4)$$

$$\alpha_2 = Nu_2 \frac{\lambda}{d_p}, \quad (5)$$

де  $Nu$  — число Нуссельта.

Відбувається випаровування розчинника з поверхонь менісків на вході в капіляри. Дифузійне перенесення парів у капілярпоруватому середовищі характеризується режимом кнудсенівським течії, який визначається співвідношенням середньої довжини вільного пробігу молекул і діаметром пор. На виході з мембранного модуля отримуємо розчин меляси з меншим вмістом етанолу і нижчою температурою.

2) Рівняння динаміки теплового балансу процесу конденсації етанолу для акумулюючої ємності каналу пермеату.

$$k_1 F_1 (\theta_{pk} - \theta_{dk}) + \beta (\xi_1 \theta_{pk} - \Delta P_{dk}) Fr - k_2 F_2 (\theta_{dk} - \theta_{хлк}) = V_{лп} \rho_{лп} c_{лп} \frac{d\theta_{dk}}{dt}. \quad (6)$$

Пари етанолу, які пройшли через мембрану за допомогою кнудсенівської дифузії, конденсуються і віддають тепло охолоджуючій воді.

Рівняння динаміки теплового балансу процесу передачі тепла від конденсації етанолу до холодоагенту:

$$G_{хл0} (c_{хл0} \theta_{хл0} - c_{хлк} \theta_{хлк}) + k_2 F_2 (\theta_{dk} - \theta_{хлк}) = V_{хл} \rho_{хл} c_{хл} \frac{d\theta_{хлк}}{dt}. \quad (7)$$

Етанол охолоджуючись конденсується і виводиться з установки як і нагрітий холодоагент.

4) Рівняння динаміки матеріального балансу для акумулюючої ємності каналу меляси, що враховує зміну концентрації етанолу в розчині меляси і в парі, що дифундує через мембрану.

$$G_{p0} C_{p0} - \beta F_1 (\xi_1 \theta_{pk} - \xi_1 \theta_{dk}) C_2 - G_{pk} C_1 = m_p \frac{dC_1}{dt}. \quad (8)$$

де  $C_1$  — концентрація етанолу в розчині меляси, моль/м<sup>3</sup>;  $C_2$  — концентрація етанолу в парі, що дифундує через мембрану, моль/м<sup>3</sup>.

Пари етанолу, що проходять крізь мембрану знаходяться у стані рівноваги з розчином. Концентрація  $C_2$  визначаються за формулою:

$$C_2 = \frac{\alpha C_1}{1 + (\alpha - 1) C_1}, \quad (9)$$

де  $\alpha$  — розділяюча відносна летючість суміші.

Розрахунки щодо визначення концентрації етанолу і температури в мембранному модулі наведені в таблиці.

**Значення основних параметрів процесу**

| Назва                             | Позначення     | Числове значення     | Розмірність            |
|-----------------------------------|----------------|----------------------|------------------------|
| Довжина модуля                    | $l$            | 0,45                 | м                      |
| Ширина каналу                     | $d$            | 0,3                  | м                      |
| Висота каналу                     | $h$            | 0,08                 | м                      |
| Температура сировини на вході     | $\theta_{p0}$  | 338                  | К                      |
| Температура холодоагенту на вході | $\theta_{хл0}$ | 293                  | К                      |
| Коефіцієнт теплопередачі          | $k_1$          | 69,869               | Вт/(м <sup>2</sup> ·К) |
| Коефіцієнт теплопередачі          | $k_2$          | 7,112                | Вт/(м <sup>2</sup> ·К) |
| Площа поверхні теплообміну        | $F$            | $3,6 \cdot 10^{-3}$  | м <sup>2</sup>         |
| Коефіцієнт поруватості            | $\epsilon$     | 0,8                  | —                      |
| Товщина мембрани                  | $\delta_m$     | 0,0004               | м                      |
| Кнудсенівський коефіцієнт дифузії | $D_{к.п}$      | $3,24 \cdot 10^{-5}$ | м <sup>2</sup> /с      |
| Середній радіус пор               | $r$            | $0,12 \cdot 10^{-6}$ | м                      |

Для визначення характеру і коефіцієнтів підсилення в можливих каналах керування було побудовано статичні характеристики процесу вакуумної мембранної дистиляції:

1. «Вакуум з боку холодної сторони мембрани → температура розчину меляси на виході з установки процесу».

Збільшення вакууму з боку холодної сторони мембрани приводить до збільшення перепаду парціальних тисків у порах мембрани.

$$\theta_{pk}(P) = \frac{C_{p0} \theta_{p0} G_{p0} + k_{11} P + k_{12} P}{\beta Fr \xi_1 + k_1 F_1 + G_{pk} C_{pk} - k_{13} + k_{14}}, \quad (10)$$

$$де k_{11} = \frac{G_{hl0} C_{hl0} \theta_{hl0} k_2 F^2 k_1 - BF^2 r k_1}{G_{hl0} C_{hl0} + k_2 F};$$

$$k_2 F + k_1 F - \frac{(k_2 F)^2}{G_{hl0} C_{hl0} + k_2 F}$$

$$k_{12} = \frac{G_{hl0} C_{hl0} \theta_{hl0} k_2 F^2 \xi_2 Br - (BF^2 r)^2 \xi_2}{k_2 F + k_1 F - \frac{(k_2 F)^2}{G_{hl0} C_{hl0} + k_2 F}}$$

$$k_{13} = \frac{F^2 k_1 B \xi_1 r + (k_1 F)^2}{G_{hl0} C_{hl0} + k_2 F};$$

$$k_{14} = \frac{F^2 k_1 B \xi_2 r + (BF^2)^2 r \xi_1 \xi_2}{k_2 F + k_1 F - \frac{(k_2 F)^2}{G_{hl0} C_{hl0} + k_2 F}}.$$

Із рис. 2 видно, що чим менший вакуум з боку холодного боку мембрани, тим менший перепад температур на мембрані. Це приводить до того, що зменшується дифузія парів етанолу через мембрану і температура розчину м'яси на виході з установки збільшується.

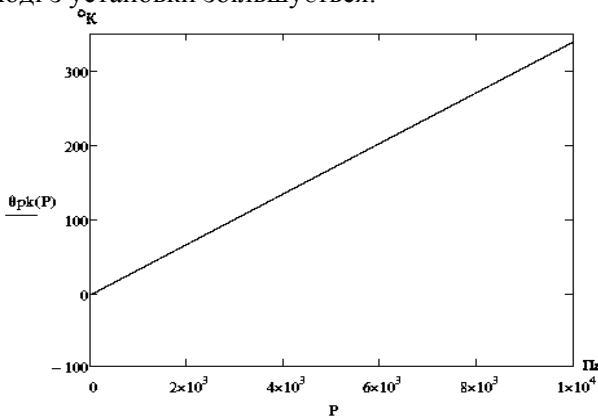


Рис. 2. Статична характеристика за каналом  $P \rightarrow \theta_{pk}$

2. Канал «Витрата холодної води на вході в установку  $\rightarrow$  температура розчину м'яси на виході з установки процесу». Статична характеристика показує, що при збільшенні витрати холодоагенту на установку збільшується конденсація парів етанолу. У результаті збільшується перепад температур на мембрані.

$$\theta_{pk}(G_{hl0}) = \frac{C_{p0} \theta_{p0} G_{p0} - k_{21} G_{hl0} - k_{22} B \xi_2 r F G_{hl0}}{k_1 F_{п} + G_{pk} G_{pk} - k_{23} (\beta F r \xi_2 + G_{hl0} k_1 F)}, \quad (11)$$

$$\text{де } k_{21} = \frac{\left( PBF - \frac{C_{hl0} \theta_{hl0} k_2 F^2}{C_{hl0} + k_2 F} \right) k_1 F}{C_{hl0} - k_2 F};$$

$$k_{22} = \frac{PBF - \frac{C_{hl0} \theta_{hl0} k_2 F^2}{C_{hl0} + k_2 F}}{k_2 F + k_1 F - \frac{(k_2 F)^2}{G_{hl0} C_{hl0} + k_2 F}};$$

$$k_{23} = \frac{F B r \xi_1 + k_1 F}{k_2 F + k_1 F - \frac{(k_2 F)^2}{G_{hl0} C_{hl0} + k_2 F}}.$$

Із графіку рис. 3 видно, що коефіцієнт підсилення на різних ділянках змінюється, що пояснюється нелінійністю математичної моделі процесу. Тобто збільшується розрідження з боку пермеату, інтенсивніше іде процес випаровування етанолу, але потім настає момент, коли збільшення витрати холодоагенту майже не впливає на потік пари з розчину. Враховуючи це, в системі керування необхідно регулювати зміну розрідження в каналі пермеату і подавати холодоагент для конденсації необхідної кількості пари.

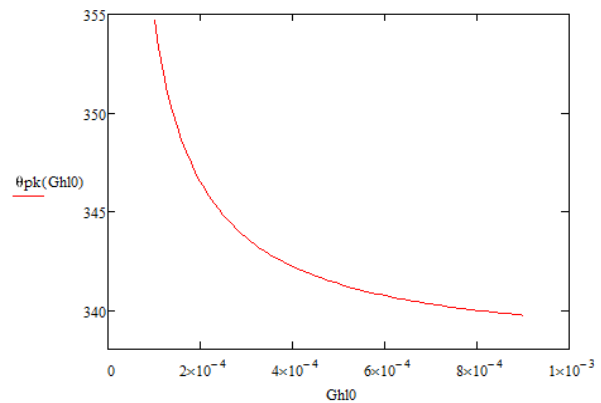


Рис. 3. Статична характеристика за каналом  $G_{хл0} \rightarrow \theta_{pk}$

Для отримання перехідних характеристик проведена лінеаризація рівнянь динаміки

$$\Delta G_{p0} C_{p0} \theta_{p0} - G_{pk} C_{pk} \Delta \theta_{pk} - \beta F (\xi_1 \Delta \theta_{pk} - \xi_2 \Delta \theta_{dk}) r - k_1 F_1 (\Delta \theta_{pk} - \Delta \theta_{dk}) = V_{p0} \rho_p C_p \frac{d\Delta \theta_{pk}}{dt}; \quad (12)$$

$$k_1 F_1 (\Delta \theta_{pk} - \Delta \theta_{dk}) + \beta F (\xi_1 \Delta \theta_{pk} - \Delta P_{dk}) r - k_1 F_1 (\Delta \theta_{dk} - \Delta \theta_{хлк}) = V_{d0} \rho_d C_d \frac{d\Delta \theta_{dk}}{dt}; \quad (13)$$

$$\Delta G_{хл0} (C_{хл0} \theta_{хл0} - C_{хлк} \Delta \theta_{хлк}) - \Delta G_{хл0} C_{хлк} \Delta \theta_{хлк} + k_2 F_2 (\Delta \theta_{dk} - \Delta \theta_{хлк}) = V_{хл0} \rho_{хл} C_{хл} \frac{d\Delta \theta_{хлк}}{dt}; \quad (14)$$

$$\Delta G_{p0} C_{p0} - \beta F_1 (\xi_1 \Delta \theta_{pk} - \xi_2 \Delta \theta_{dk}) C_2 - G_{pk} \Delta C_1 - \beta F_1 (\xi_1 \theta_{pk} - \xi_2 \theta_{dk}) \Delta C_2 = m_p \frac{d\Delta C_1}{dt}. \quad (15)$$

Для опису динамічних характеристик математична модель динаміки процесу показана у вигляді диференціальних рівнянь першого порядку в матричній формі, тобто в просторі станів (16)

$$\frac{dX}{dt} = AX + BU, \quad (16)$$

у якому матриці А і В мають вигляд:

$$A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & 0 & 0 \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} & 0 \\ 0 & a_{32} & a_{33} & 0 \\ a_{41} & a_{42} & 0 & a_{44} \end{bmatrix}; \quad B = \begin{bmatrix} b_1 \\ b_2 \\ b_3 \\ 0 \end{bmatrix}.$$

Уведемо позначення:

$$a_{11} = \frac{-\beta F \xi_1 r - k_1 F_1 - G_{pk} C_{pk}}{V_p \rho_p C_p};$$

$$a_{12} = \frac{k_1 F_1 - \beta F \xi_2 r}{V_p \rho_p C_p};$$

$$a_{21} = \beta F \xi_1 r + k_1 F_1 \frac{\beta F \xi_1 r + k_1 F_1}{V_{дд} C_{дд}};$$

$$a_{22} = \frac{-k_1 F_1 - k_2 F_2}{V_{дд} \rho_{дд} C_{дд}}; \quad a_{23} = \frac{k_2 F_2}{V_{дд} \rho_{дд} C_{дд}};$$

$$a_{32} = \frac{k_2 F_2}{V_{хл} \rho_{хл} C_{хл}}; \quad a_{33} = \frac{G_{хл0} C_{хлк} - k_2 F_2}{V_{хл} \rho_{хл} C_{хл}};$$

$$a_{41} = \frac{\beta \xi_1 F_1 C_2}{m_p}; \quad a_{42} = \frac{\beta \xi_2 F_2 C_2}{m_p}; \quad a_{44} = \frac{G_{pk}}{m_p};$$

$$b_1 = \frac{C_{p0} \theta_{p0}}{V_p \rho_p C_p}; \quad b_2 = \frac{\beta F r}{V_{дд} \rho_{дд} C_{дд}};$$

$$b_3 = \frac{C_{хл0} \theta_{хл0}}{V_{хл} \rho_{хл} C_{хл}}; \quad b_4 = 0.$$

Отримаємо такі перехідні характеристики процесу:

1. «Вакуум зі сторони холодного боку мембрани → температура розчину меляси на виході з установки процесу».

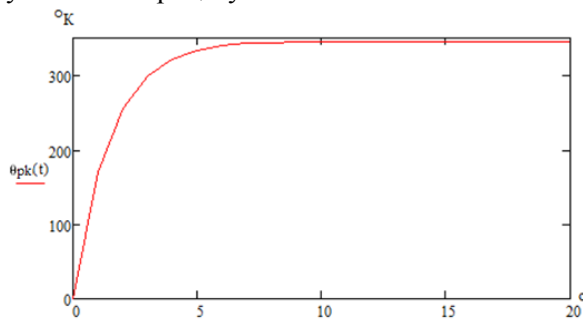


Рис. 4. Перехідна характеристика процесу за каналами P –  $\theta_{pk}$

Із рис. 4. видно, що характеристика має вигляд динамічної ланки другого порядку. Час динамічного процесу становить 10–14 с, що для процесу мембранної дистиляції вважається нормальним.

2. Канал «Витрата холодної води на вході в установку → температура розчину меляси на виході з установки процесу».

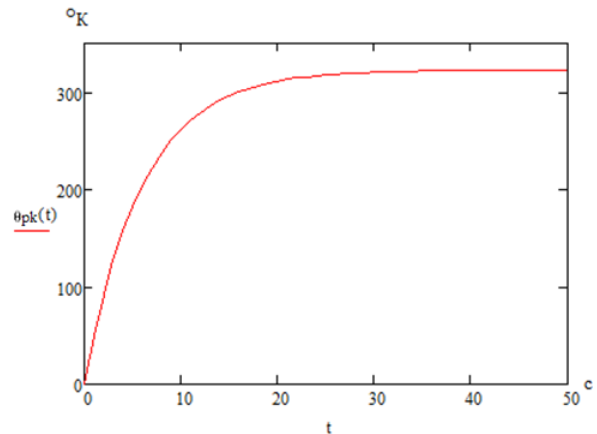


Рис. 5. Перехідна характеристика процесу за каналом  $G_{хл0} - \theta_{pk}$

3. «Тиск на стороні пермеату → концентрація етанолу в розчині сировини на виході з мембранного модуля».

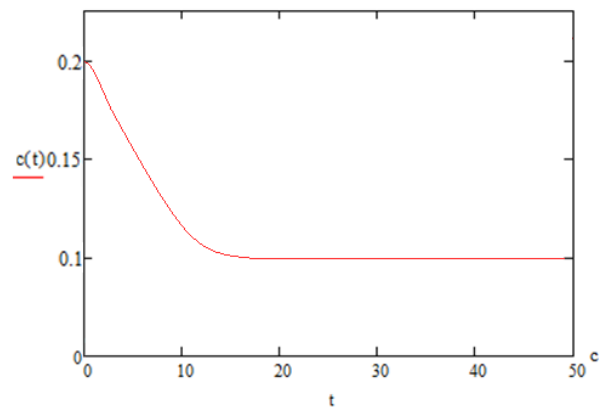


Рис. 6. Перехідна характеристика процесу за каналом P –  $c_1$

З графіків наведених вище можна побачити, що за каналом «тиск на стороні пермеату → концентрація етанолу в розчині сировини на виході з мембранного модуля» час перехідного процесу становить 20 с.

Розрахунок математичної моделі процесу вакуумної мембранної дистиляції реалізований у програмному середовищі MATLAB. У результаті отримано статичні і динамічні характеристики процесу вакуумної мембранної дистиляції за можливими каналами керування.

Створена математична модель процесу, яка враховує складний характер тепломасообміну в мембранному модулі, що пов'язане з дифузією молекул пари через кристалічну решітку полімерної мембрани.

## Висновки

Одним із способів інтенсифікації тепломасообміну в мембранних процесах є зміна рушійної сили процесу. Зміна тиску з боку холодної сторони мембрани призводить до зміни потоку парів розчинника через мембрану. Порівнюючи вакуумну мембранну дистиляцію із іншими типами мембранної дистиляції слід відмітити можливість отримання чистого розчинника без забруднюючих речовин. Цей процес використали для виробництва біоетанолу, що є актуальним при виробництві пального спирту.

Аналіз попередніх робіт показав, що процес вакуумної мембранної дистиляції при отриманні етанолу для біопалива та моделі процесу в недостатній мірі дослідженні. При створенні математичної моделі процесу мембранної дистиляції інших типів маємо більше літературних даних. Математичний опис статички процесу вакуумної мембранної дистиляції може використовуватись для розрахунку апарату. Виникле завдання створення математичної моделі процесу більш придатної для цілей керування процесом. У зв'язку з відсутністю математичної моделі динаміки процесу вакуумної мембранної дистиляції, що описує основні процеси, що протікають в установці і призначеної для цілей керування, задача пошуку оптимальних технологічних режимів була не розв'язана.

Розроблена математична модель динаміки переносу маси і енергії в процесі розділення етанолу з використанням вакуумної мембранної перегонки. Потік пари збільшується зі збільшенням перепаду температур на мембрані. Зі збільшенням тиску з боку пермеату транспортування пари зменшується. Як керуючий вплив обрано тиск в каналі пермеату. Отримані статичні і динамічні характеристики процесу.

## ЛІТЕРАТУРА

1. Береза О. М. Система керування процесом мембранної дистиляції у виробництві біоетанолу : магістерська дисертація: спеціальність 151 / НТУУ «КПІ ім. Ігоря Сікорського». Київ, 2020. 100 с.
2. Бурбан А. Ф. Мембранна дистиляція в процесах водопідготовки, знесолення та очищення стічних вод. *Наукові записки*. 2014. № 157. С. 15–24.
3. Drioli E., Romano M. Progress and New Perspectives on Integrated Membrane Operations for Sustainable Industrial Growth. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2001. V. 40. P. 1277–1300.
4. Брык М. Т., Нигматуллин Р. Р. Мембранная дистиляция. *Успехи химии*. 1994. №12 (63). С. 1114–1129.
5. Alkudhiri A., Darwish N., Hilal N. Membrane distillation: A comprehensive review. *Desalination*. 2012. № 287. P. 3–18.
6. Pelin Onsekizoglu Membrane Distillation: Principle, Advances, Limitations and Future Prospects in Food Industry, Distillation — Advances from Modeling to Applications, Dr. Sina Zereski (Ed.), 2012. ISBN: 978-953-51-0428-5, InTech, Available from: <http://www.intechopen.com/books/distillation-advances-from-modeling-toapplications/membrane-distillation-principle-advances-limitations-and-future-prospects-in-food-industry>.
7. Khayet M. Membranes and theoretical modeling of membrane distillation: A review. *Advances in Colloid and Interface Science*. 2011 V. 164. P. 56–88.
8. Угрозов В. В. Математическое моделирование процесса контактной мембранной дистиляции в проточном модуле. *ТОХТ*. 1994. Т. 28 № 4. С. 375–380.
9. Benavides-Prada O. A., Guevara-Lastre C. A., Barón-Núñez F. W. Vacuum membrane distillation: modeling and analysis for recovery of ethanol from ethanol/water solutions [Text]. *J. of oil & gas and alt. Energy*. 2013. Vol. 5, Num. 2 P. 47-57 ISSN 0122-5383.
10. Ладієва Л. Р., Жулинський О. А. Математична модель процесу контактної мембранної дистиляції. *Автоматика. Автоматизація. Електротехнічні комплекси і системи*. 2004. №2(14). С.46 – 51.
11. Ладієва Л. Р., Жулинський О. А. Математична модель динаміки процесу контактної мембранної дистиляції. *Автоматизація виробничих процесів*. 2005. №1(20). С. 19 – 21.
12. Ладієва Л.Р., Оніщенко В.О., Дубік Р.М. Математичне моделювання розподілу температур у мембранному модулі в процесі мембранної дистиляції. *Наукоємні технології*. 2015. № 1 (25). С. 5 – 8.
13. Ладієва Л. Р., Дубік Р. М. Математична модель теплообміну в процесі контактної мембранної дистиляції. *Енергетика, економіка, технології, екологія*. 2011. №1(28). С. 10–16.
14. Патент на корисну модель 144730. Спосіб автоматичного керування процесом мембранної дистиляції / Л. Р. Ладієва, О. М. Береза; заявл. 12.03.2020; опубл. 26.10.2020, Бюл. № 20, 2020 р.

Ладієва Л. Р., Береза О. М.

## МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ ВАКУУМНОЇ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ У ВИРОБНИЦТВІ БІОЕТАНОЛУ

*У даній роботі досліджувався процес вакуумної мембранної дистиляції в процесі витягу етанолу з розчину меляси. Зростання виробництва біопалива (особливо безводного етанолу) стимулював пошук нових методів, які дозволяють витягати і концентрувати його більш ефективним і прибутковим способом; мембранна технологія є одним з них. Мембранна дистиляція, призначена для вилучення спиртів, являє собою методику з використанням пористих мембран для поділу рідкої суміші, в якій рушійною силою процесу є градієнт парціального тиску на мембрані. Під час процесу летючі компоненти повинні змінити фазу, щоб пройти через мембрану. Основна перевага цього методу полягає в можливості безперервного видалення етанолу на стадії виробництва паливного спирту. Мембранна дистиляція з вакуумом, що призначена для відновлення спиртів майже не вивчена. Актуальною задачею є створення математичної моделі процесу. Розроблено математичну модель динаміки температури і концентрації на виході з мембранного модуля. Сформульовані припущення прийняті при розробці математичної моделі процесу. Математична модель враховує зміну концентрації етанолу в розчині на виході і в парі, що дифундує через мембрану. Можливими керуючими впливами розглянуті зміна вакууму в каналі пермеату і витрати охолоджуючої води для конденсації парів етанолу. . Визначаються статичні та динамічні характеристики за каналами керування і збурення на основі створеної математичної моделі процесу. Досліджується вплив допущень на вид і характер динамічних властивостей. Досліджувалася система в просторі стану. Метод кінцевих різниць використано для розв'язку математичної моделі з використанням програмного інструмента Matlab. Наведені графічні результати дослідження.*

**Ключові слова:** біопаливо; процес вакуумної мембранної дистиляції; плоска гідрофобна мембрана; математична модель; статичні і динамічні характеристики; керування процесом.

Ladieva L. R., Bereza O. M.

## MATHEMATICAL MODEL OF VACUUM MEMBRANE DISTILLATION PROCESS IN BIO-ETHANOL PRODUCTION

*In this work, the process of vacuum membrane distillation in the process of extracting ethanol from molasses solution was investigated. The growth of biofuel production (especially anhydrous ethanol) stimulated the search for new methods that allow to extract and concentrate it in a more efficient and profitable way; membrane technology is one of them. Membrane distillation, intended for the extraction of alcohols, is a technique using porous membranes to separate the liquid mixture, in which the driving force of the process is the partial pressure gradient on the membrane. During the process, the volatile components must change phase to pass through the membrane. The main advantage of this method is the possibility of continuous removal of ethanol at the stage of production of fuel alcohol. Membrane distillation with vacuum, designed to reduce alcohols is almost not studied. The urgent task is to create a mathematical model of the process. In this paper, a mathematical model of the dynamics of temperature and concentration at the outlet of the membrane module is developed. The formulated assumptions are accepted at development of mathematical model of process. The mathematical model takes into account the change in the concentration of ethanol in the solution at the outlet and in the vapor diffusing through the membrane. Possible control effects are considered to be the change of vacuum in the permeate channel and the flow of cooling water for condensation of ethanol vapors. . Static and dynamic characteristics of the control and perturbation channels are determined on the basis of the created mathematical model of the process. The influence of assumptions on the type and nature of dynamic properties is investigated. The system was studied in the state space. The finite difference method is used to solve the mathematical model using the Matlab software tool. The graphic results of the research are given.*

**Keywords:** biofuel; vacuum membrane distillation process; flat hydrophobic membrane; mathematical model; static and dynamic characteristics; process control.

Стаття надійшла до редакції 20.02.2021 р.

Прийнято до друку 10.03.2021 р.