

КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ КОНТАКТНОЇ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ

Abstract. A version of the process control contact membrane distillation, which mathematic model is nonlinear with respect to the temperature of the solution at the outlet of the membrane module, which is connected to the diffusion of vapor through the pores of the membrane.

Keywords: contact membrane distillations, membrane module, the mathematical modelling.

Актуальність

Раціональна експлуатація існуючих та можливість будівництва нових підприємств хімічної промисловості в значній степені залежить від вдосконалення систем водного господарства. Створення надійних систем, що виключає забруднення промисловими відходами водного середовища, - складна комплексна проблема. Вирішенню цієї задачі служить мембранна технологія, а в окремому випадку процес контактної мембранної дистиляції (КМД). У порівнянні з баромембранними процесами (зворотній осмос, ультра- і мікрофільтрація) мембранна дистиляція має переваги, що полягають у можливості концентрування розчинів нелетких органічних та неорганічних речовин до концентрацій, наближених до межі їх розчинності.

Для процесу КМД характерні нелінійні ефекти при масо- і тепло переносі. Зміна стану поверхні мембрани відбувається внаслідок концентраційної поляризації, на гарячій стороні мембрани збільшується концентрація солі. Також завдяки перенасиченню розчину відбувається кристалізація солей на поверхні мембрани, що впливає на термічний опір забруднень і на коефіцієнт теплопередачі. При описі характеру дифузії температура розчину нелінійно впливає на потік пари через мембрану.

Дослідження процесу КМД показали, що невизначеність параметрів, таких як поруватість, ефективний радіус пор значно впливають на якість процесу. Впродовж часу експлуатації мембранного модуля (ММ), змінюється пропускна здатність мембрани, яка пов'язана з утворенням забруднень, що утворюється з боку розчину. Як наслідок відбувається збільшення термічного опору, пошкодження селективного прошарку, зміною гідрофобно-гідрофільного балансу. Тому актуальним є отримання рішень, які були б ефективними в умовах невизначеності. Можливість точної оцінки таких характеристик процесу обмежена.

Постановка задачі

Ставилась задача розробки нелінійної моделі та системи керування процесом КМД, що були б ефективними в умовах невизначеності. В якості

регульованого параметра було обрано перепад температур розчину і дистилляту.

Вирішення задачі

Для цілей керування розроблена математична модель процесу КМД [1, 2] з зосередженими параметрами, що враховує переніс тепла крізь полімерну структуру мембрани та з потоком пари розчинника та дозволяє врахувати невизначеності параметричного типу.

В зв'язку з тим, що зміна температури розчину по довжині каналу мембранного модуля складає декілька градусів, для керування мембранний модуль (ММ) розглядається як об'єкт з зосередженими параметрами, який складається з теплових ємностей: канал розчину та канал дистилляту (рис. 1).

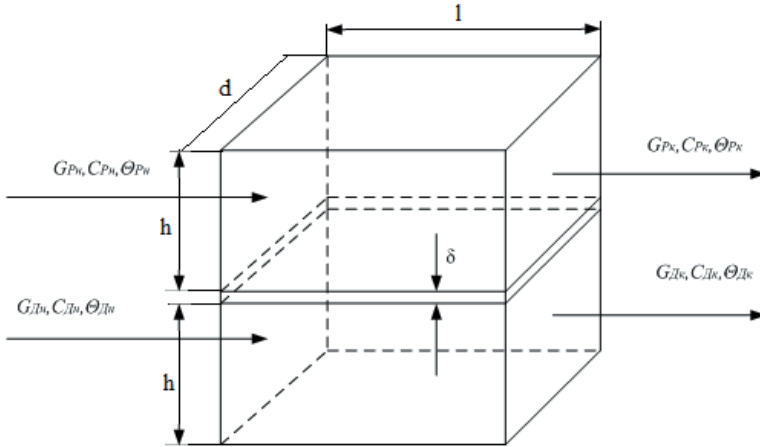


Рис. 1. Мембранний модуль

При створенні математичної моделі прийняті наступні припущення:

- 1) мембрана ідеальна, тобто гідрофобна з однаковим радіусом пор та непошкодженим селективним прошарком;
- 2) не враховано вплив температурної та концентраційної поляризації;
- 3) неврахована зміна температури та концентрації вздовж каналів ММ;
- 4) ємність мембрани не розглядалася, враховуючи її товщину у порівнянні з висотою каналів розчину та дистилляту.

Вхідний розчин початкової концентрації подавався в канал розчину при температурі 60 – 80 °С. В іншому каналі рухався холодний (15 – 18 °С) дистиллят з чистого розчинника (води). Завдяки розрідженню, що створювалась біля менісків пор мембрани і різниці парціальних тисків, з боку гарячого розчину випаровувалась пара, яка дифундувала через шар повітря в порах і конденсувалась з боку холодного розчину.

Математичний опис ММ складається на основі матеріальних і енергетичних потоків процесу. Записавши для всіх ємностей відповідні рівняння, отримали математичний опис динаміки об'єкту у вигляді системи

рівнянь:

$$u_p S \rho_{PH} (c_{PH} \Theta_{PH} - c_{PK} \Theta_{PK}) - kF(\Theta_{PK} - \Theta_{DK}) - \frac{MD_{KП}(p_z - p_x) \varepsilon F (r - c_{PK} \Theta_{PK})}{\delta_M R \Theta_{PK}} = V_p \rho_{PH} c_{PK} \frac{d\Theta_{PK}}{dt}, \quad (1)$$

$$u_d S \rho_{DH} (c_{DH} \Theta_{DH} - c_{DK} \Theta_{DK}) + kF(\Theta_{PK} - \Theta_{DK}) + \frac{MD_{KП}(p_z - p_x) \varepsilon F (r - c_{DK} \Theta_{DK})}{\delta_M R \Theta_{PK}} = V_d \rho_{DH} c_{DK} \frac{d\Theta_{DK}}{dt}, \quad (2)$$

$$u_p S \rho_{PH} (b_{PH} - b_{PK}) + \frac{MD_{KП}(p_z - p_x) \varepsilon F b_{PK}}{\delta_M R \Theta_{PK}} = V_p \rho_{PH} \frac{db_{PK}}{dt}, \quad (3)$$

$$y_1 = \Theta_{PK} + d_{PK}, \quad y_2 = \Theta_{DK} + d_{DK},$$

$$y_3 = b_{PK}, \quad y = y_1 - y_2,$$

де $d_{PK}(t)$, $d_{DK}(t)$ – вихідні збурення за каналом розчину та дистилату відповідно; $y_1(t)$, $y_2(t)$ – вимірювання температури розчину та дистилату відповідно; $y_3(t)$ – вихідна концентрація розчину; $y(t)$ – параметр керування; $G_{PH} = u_p S \rho_{PH}$ – витрата розчину солі на вході в ММ, $к\ell/c$; $G_{PK} = u_p S \rho_{PK}$ – витрата розчину солі на виході з ММ, $к\ell/c$; $S = dh$ – поперечна площа каналу розчину, m^2 ; d – ширина каналу, m ; h – висота каналу, m ; $V_p = Fh$ – об'єм каналу розчину, m^3 ; F – площа мембрани, m^2 ; u_p – швидкість подачі розчину m/c ; ρ_{PH} , ρ_{PK} – густина розчину на вході і на виході ММ, $к\ell/m^3$; c_{PH} , c_{PK} – теплоємність розчину на вході і на виході з ММ, $Дж/(к\ell \cdot K)$; Θ_{PH} – температура розчину солі на вході в ММ, K ; Θ_{PK} , Θ_{DK} – температура розчину і дистилату на виході з ММ, K ; $k + \delta k$ – коефіцієнт теплопередачі від розчину до дистилату, $Вт/(m^2 \cdot K)$; $\varepsilon = + \delta \varepsilon$ – коефіцієнт поруватості мембрани; J_p – питомий масовий потік пари, $к\ell/(m^2 \cdot c)$; r – питома теплота пароутворення, $Дж/к\ell$; $G_{DH} = u_d S \rho_{DH}$ – витрата дистилату на вході в ММ, $к\ell/c$; $G_{DK} = u_d S \rho_{DK}$ – витрата дистилату на виході з ММ, $к\ell/c$; $V_d = Fh$ – об'єм каналу дистилату, m^3 ; u_d – швидкість подачі дистилату m/c ; ρ_{DH} , ρ_{DK} – густина дистилату на вході і виході з ММ, $к\ell/m^3$; c_{DH} , c_{DK} – теплоємність дистилату на вході і на виході з ММ, $Дж/(к\ell \cdot K)$; Θ_{DH} – температура дистилату на вході в ММ, K ; $G_{DH} = u_d S \rho_{DH}$ – витрата дистилату на вході в ММ, $к\ell/c$; $G_{DK} = u_d S \rho_{DK}$ – витрата дистилату на виході з ММ, $к\ell/c$; $V_d = Fh$ – об'єм каналу дистилату, m^3 ; u_d – швидкість подачі дистилату m/c ; ρ_{DH} , ρ_{DK} – густина дистилату на вході і виході з ММ, $к\ell/m^3$; c_{DH} , c_{DK} – теплоємність дистилату на вході і на виході з ММ, $Дж/(к\ell \cdot K)$; Θ_{DH} – температура дистилату на вході в ММ, K ; δk , $\delta \varepsilon$ – відносні збурення (невизначеності параметрів) коефіцієнтів моделі.

Записана математична модель процесу КМД (1 – 3) є нелінійна по відношенню до температури розчину на виході з модуля, яка входить також у

знаменник в складову рівнянь, що враховує потік пари через мембрану.

Отримання коефіцієнтів для рівнянь: теплового балансу динаміки каналу розчину ММ (1), каналу дистилату (2), де враховано тепло, що передається через порувану структуру мембрани, а також завдяки конденсації пари на холодній поверхні мембрани та рівняння матеріального балансу по розчиненій солі (3).

Невизначеність параметрів суттєво впливає на теплопередачу в ММ, що відбувається шляхом конвекції, тому усереднений коефіцієнт теплопередачі, визначався виразом

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_M}{\lambda_M} + \frac{1}{\alpha_2} + \sum r_i}, \quad (4)$$

де α_1, α_2 – відповідно коефіцієнти тепловіддачі від розчину до мембрани і від мембрани до дистилату $Bm/(M^2 \cdot K)$; δ_M, λ_M – товщина мембрани, m та її коефіцієнт теплопровідності $Bm/(M \cdot K)$; $\sum r_i$ – сумарний термічний опір забруднень $(m^2 \cdot K)/Bm$.

Усереднений коефіцієнт тепловіддачі від розчину до мембрани [4] знаходиться:

для турбулентної течії розчину

$$Nu = \frac{\alpha_1 \lambda}{d} = 0,23 Pr^{0,25} Re^{0,8} \varepsilon, \quad (5)$$

для ламінарної течії розчину

$$Nu = \frac{\alpha_1 \lambda}{d} = 1,62 \left(Re Pr \frac{l}{d} \right)^{1/3}, \quad (6)$$

де $Pr = \mu c_p / \lambda; \bar{d} = 2ld / (d+l); \varepsilon = 1 + 2\bar{d} / l$.

$$\lambda_M = \varepsilon \cdot \lambda_{ПП} + (1 + \varepsilon) \lambda_{ПМ}, \quad (7)$$

де $\lambda_{ПП}, \lambda_{ПМ}$ – відповідно коефіцієнти теплопровідності пароповітряної суміші і полімерної мембрани $Bm/(M \cdot K)$.

Випарованний розчинник переноситься в порах мембрани, конденсуючись на холодній поверхні мембрани. Для обчислення питомого масового потоку пари використали співвідношення для випадку молекулярної дифузії

$$J_p = \frac{M \bar{D}_{ВП} p_a \ln \left[\frac{p_x - p_2(\Theta_2)}{p_2 - p_1(\Theta_1)} \right]}{\delta_M R \Theta_{PK}}, \quad \frac{p_x - p_2(\Theta_2)}{p_2 - p_1(\Theta_1)} = \exp \frac{-D_{КП} (p_2 - p_x)}{\bar{D}_{ВП} p_a},$$

або

$$J_p = \frac{M D_{КП} (p_2 - p_x)}{\delta_M R \Theta_{PK}}, \quad (8)$$

де $\bar{D}_{ВП} = \varepsilon D_{ВП} / \chi$ – ефективний коефіцієнт взаємної дифузії пари у повітрі,

m^2/c ; $D_{ВП}$ – коефіцієнт взаємної дифузії пари у повітрі, m^2/c ; $D_{КП}$ – коефіцієнт кнудсенівської дифузії, m^2/c ; χ – коефіцієнт звивистості мембрани; p_T , p_X – тиск пароповітряної суміші на теплій і холодній поверхнях мембрани, P_a ; p_1 , p_2 – парціальний тиск пари розчинника на теплій і холодній поверхнях мембрани, P_a ; p_a – атмосферний тиск, P_a ; Θ_1 , Θ_2 – температура на поверхнях мембрани в каналах розчину і дистилляту, K .

Записана математична модель процесу КМД (17) є нелінійною по відношенню до температури розчину на виході з модуля, яка входить також у знаменник в складову рівнянь, що враховує потік пари через мембрану.

Для нелінійної моделі (1), синтезований нелінійний регулятор [3, 4] з бажаною смугою пропускання та перехідними процесами. При синтезі обчислювалась відносна ступінь не лінійності моделі (1) як мінімальна величина $\eta \in N$, така, що

$$\rho^\eta y(t) = \beta_\eta(\Theta) + \alpha_\eta(\Theta)u(t), \quad (9)$$

де $\rho \equiv d(\cdot)/dt$ – оператор Хевісайда, а функція $\alpha_\eta(\Theta) \neq 0, \forall \Theta$. Тоді

$$\begin{aligned} \rho y(t) &= \frac{d\Theta_{PK}(t)}{dt} \frac{d\Theta_{DK}(t)}{dt} = \\ &= \frac{1}{V_P \rho_{PH} c_{PK}} \left[G_{PH} (c_{PH} \Theta_{PH}(t) - c_{PK} \Theta_{PK}(t)) - \right. \\ &\quad \left. - kF(\Theta_{PK}(t) - \Theta_{DK}(t)) - \frac{MD_{КП}(p_z - p_x) \varepsilon F(r - c_{PK} \Theta_{PK}(t))}{\delta_M R \Theta_{PK}(t)} \right] - \\ &\quad - \frac{1}{V_D \rho_{DH} c_{DK}} \left[-G_{DH} c_{DK} \Theta_{DK}(t) + \right. \\ &\quad \left. + kF(\Theta_{PK}(t) - \Theta_{DK}(t)) + \frac{MD_{КП}(p_z - p_x) \varepsilon F(r - c_{DK} \Theta_{DK}(t))}{\delta_M R \Theta_{PK}(t)} \right]. \end{aligned} \quad (10)$$

З виразу (10) видно, що відносна ступінь нелінійності дорівнює 1.

Для моделі (1) – (3) що має відносну ступінь нелінійності η , то i -та похідна $y(t)$, $i = 0, 1, 2, \dots, \eta$ має вигляд

$$\rho^i y(t) = \beta_i(\Theta) + \alpha_i(\Theta)u(t), \quad (11)$$

отримали, що $\alpha_i(\Theta) \equiv 0$, $i = 1, 2, \dots, \eta - 1$. Далі розглянемо поліном від

оператора $p(\rho) = \sum_{i=1}^{\eta} p_i \rho^i$; тоді

$$p(\rho)y(t) = b(\Theta) + a(\Theta)u(t), \quad (12)$$

де

$$b(\Theta) = -\frac{1}{V_p \rho_{PH} c_{PK}} [G_{PH} c_{PK} \Theta_{PK}(t) + kF(\Theta_{PK}(t) - \Theta_{DK}(t))] + \frac{MD_{KL}(p_z - p_x) \varepsilon F(r - c_{PK} \Theta_{PK}(t))}{\delta_M R \Theta_{PK}(t)} + \frac{1}{V_d \rho_{DH} c_{DK}} [G_{DH} c_{DK} \Theta_{DK}(t) - kF(\Theta_{PK}(t) - \Theta_{DK}(t))] - \frac{MD_{KL}(p_z - p_x) \varepsilon F(r - c_{DK} \Theta_{DK}(t))}{\delta_M R \Theta_{PK}(t)}];$$

$$a(\Theta) = \frac{G_{PH} c_{PH}}{V_p \rho_{PH} c_{PK}}.$$

З виразу (12) видно, якщо $a(\Theta) \neq 0, \forall \Theta$, то похідна $p(\rho)y(t)$ величини $v(t)$ звідки отримаємо керування

$$u(t) = a^{-1}(\Theta) [v(t) - b(\Theta)]. \quad (13)$$

Стійкість системи керування визначалась за Лурьє.

Структурна схема системи керування, яка базується на принципі внутрішньої моделі наведена на рис. 2.

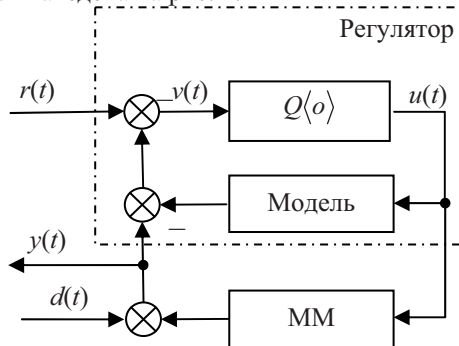


Рис. 2. Структурна схема системи керування

На рис. 2 $Q\langle o \rangle$ – означає наближену інверсію моделі та формуючий фільтр, так що $Q\langle o \rangle = f(F_Q\langle v(t) \rangle, G_O\langle u(t) \rangle)$ є власною та задовольняє вимогам, що висуваються до системи керування; $F_Q(t)$ – формуючий фільтр; $G_O(t)$ – модель об’єкту керування; $d(t) = d_{PK}(t) - d_{DK}(t)$ – шум вимірювання перепаду температур; $d_{PK}(t)$, $d_{DK}(t)$ – шуми вимірювання температури розчину та дистилляту; $r(t)$ – задане значення перепаду температур розчину та дистилляту ($\Theta_{PK}(t) - \Theta_{DK}(t)$).

Керування процесом ведеться за допомогою (13), доти, поки можливо підтримувати оптимальний перепад температур розчину та дистиляту на виході ММ рис. 1. Порушення оптимального перепаду температур свідчить про досягнення верхньої границі параметрів невизначеностей, що обумовлені забрудненням мембрани, тобто підвищенням усередненого коефіцієнту теплопередачі та зменшенням коефіцієнту поруватості мембрани. При порушенні оптимального перепаду температур на виході ММ установку необхідно зупинити на очистку мембрани або на її заміну.

Висновки

Нелінійна система керування (рис. 2) показує непогані результати з урахуванням досить високої параметричної невизначеності у порівнянні з лінійними законами керування [5, 6]. Отриманий регулятор (13) може застосовуватись для керування процесом КМД в межах припустимої невизначеності параметрів. Регульованим параметром обрано перепад температур розчину та дистиляту на виході з ММ.

1. Дубік Р.М. Математична модель розділення неоднорідних рідких систем. / Р.М. Дубік, Л.Р. Ладієва, // Автоматика. Автоматизация. Электротехнические комплексы и системы №1(23) – 2009 с. 49 – 54.
2. Ладієва Л.Р. Математичне моделювання процесу контактної мембранної дистиляції. / Л.Р. Ладієва, Р.М. Дубік // Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження №2(6) – 2010 с. 119 – 122.
3. Гудвин Г.К. Проектирование систем управления. / Г.К. Гудвин, С.Ф. Гребе, М.Э. Сальгадо. – М.: БИНОМ. Лаборатория знаний, 2004. – 911 с., ил.
4. Дорф Р. Современные системы управления. / Р. Дорф, Р. Бишоп. Пер. с англ. Б.И. Копылова. – М.: Лаборатория Базовых Знаний, 2002. – 832 с.: ил.
5. Ладієва Л.Р. Робастна система керування процесом контактної мембранної дистиляції. / Ладієва Л.Р., Дубік Р.М. // Вісник національного технічного університету України «Київський політехнічний інститут». Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження. – 2011. № 2 (8). – с. 128 – 133
6. Ладієва Л.Р. Оптимальне керування процесом контактної мембранної дистиляції. / Л.Р. Ладієва, Р.М. Дубік // Автоматика. Автоматизация. Электротехнические комплексы и системы. – 2009. – №2(24). – с. 152 – 156.
7. Угрозов В.В. Математическое моделирование процесса контактной мембранной дистилляции в проточном модуле // ТОХТ. –1994. – т. 28, №4. – с.375 – 380.
8. Михеев М. А. Основы теплопередачи. / Михеев М. А., Михеева И. // М. – М. Энергия, 1973.

Поступила 18.02.2013р.