

8. Zhang L., Wang Y., Jin R., Gao K. Approaches for a Stand-alone Network Attack and Defense Platform Using Yersinia Toolkits. *International Journal of All Research Education and Scientific Methods (IJARESM)*. 2017. Vol. 5. Is. 3. P. 2455-6211.

ЗАСТОСУВАННЯ АЛГОРИТМА АХО-КОРАСІКА ДЛЯ ВДОСКОНАЛЕННЯ СИСТЕМА ВІЯВЛЕННЯ ВТОРГНЕНЬ

Одна з основних цілей вивчення методів зіставлення зі зразком — їх значна роль в реальних додатках, таких як гілка систем виявлення вторгнень. Метою систем виявлення мережевих атак NIDS є захист інфокомунікаційної мережі від несанкціонованого доступу. У цій статті представлений аналіз методів точного і нечіткого зіставлення, а також обговорюється нова реалізація класичного алгоритму зіставлення зі зразком Ахо-Корасіка на апаратному рівні. Пропонований підхід до реалізації алгоритму Ахо-Корасіка може дозволити забезпечити ефективне використання ресурсів, таких як пам'ять і енергія.

Ключові слова: *NIDS, точний збіг, неточне збіг, FPGA, алгоритм Ахо-Корасік.*

Отримано: 12.10.2021

УДК 681.513

DOI: 10.32626/2308-5916.2021-22.76-87

В. М. Мельник, д-р техн. наук, професор,

В. П. Косова,

К. А. Бурсаков

Національний технічний університет України

«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського», м. Київ

ОКРЕСЛЕННЯ ГРАНИЧНИХ ТА ФІЗИЧНИХ УМОВ МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ МАСООБМІННУ В АПАРАТІ ПІД ЧАС РОЗДІЛЕННЯ ВОДНО-ОРГАНІЧНИХ СУМІШЕЙ

Авторами розроблена та удосконалена математична модель, яка описує масообмінну обстановку в апараті під час розділення водно-органічних сумішей та показує процеси пер-вапорації, що відбуваються з процесу десорбції компонентів з мембранного елемента з урахуванням взаємних впливів характеристик процесу на характеристики середовища. Враховано вплив зовнішніх факторів для температурного розрахунку та знайдено розв'язок відповідної модельної задачі з використанням рівняння руху для рідини в середині мембрани в умовах ламінарного руху. Наведені результати розрахунків розподілу концентрації органічної домішки у суміші та матеріалі мембрани. Досліджено залежність кількості проходів через мембрану

від початкової концентрації в мембрані. Показано можливість визначення розподілу концентрацій у потоці рідини, яка проходить в мембрані, а також по товщині мембрани в залежності від розмірів мембрани, режимів руху вихідної та парогазової суміші, концентрації органічної домішки та парогазової суміші. В побудованій математичній моделі враховано геометричні та фізичні умови, які характеризують відповідно форму і розміри області в якій відбувається конкретний процес переносу та фізичні властивості середовища і їх зміна в залежності від параметрів процесів. Для розв'язання рівняння конвективної дифузії в рідкій фазі вибрано метод скінченних різниць. Математичне моделювання наочно демонструє ефект впливу факторів, але, в свою чергу, не дозволяє знизити вплив. Урахування початкових умов і граничних умов дозволить визначити розподіл концентрацій у потоці рідини, яка проходить в мембрані, а також по товщині мембрани в залежності від розмірів мембрани, режимів руху вихідної та парогазової суміші, концентрації органічної домішки в вихідній та парогазовій суміші. Проведене математичне моделювання тепло- та масообміну всередині апарату для визначення концентраційного поля органічного компоненту та виявлення факторів, що впливають на швидкість виділення органічної домішки.

Ключові слова: *математична модель, первапорація, мембрана, органічні домішки, мембранний апарат, модельна рідина, конвективна дифузія.*

Вступ. Серед мембранних процесів виділяють ще й первапораційні, які використовуються для розділення рідин і відрізняються від інших методів мембранного очищення наявністю фазового переходу. Однією з можливих областей застосування первапорації є очищення води від органічних домішок і подальший поділ сумішей отриманих органічних сполук. Механізмом поділу і масопереносу, у випадку розділення багатоконцентних органічних сумішей, коли два або більше компонентів суміші, різних за вагою і формою молекул, мають спорідненість з матеріалом мембрани, є різниця швидкостей переміщення молекул і витіснення легкими молекулами важчих в зоні фази розчинення [1, 2].

Виникнення концентраційної поляризації і товщина примежового концентраційного шару залежать від гідродинамічних умов у потоці над мембраною. Що більша турбулентність потоку, то менша товщина концентраційного шару біля мембрани та негативні наслідки концентраційної поляризації [3].

Аналіз літературних джерел та постановка задачі дослідження. В літературі наведені математичні моделі застосовані для процесу первапорації в каналі прямокутної форми. Представлені математичні моделі

для описання процесу мембранної сорбції, яка враховує розбухання елемента і умови однозначності даного процесу [2, 4]. Описані моделі не можуть бути використані для опису процесів у каналах не прямокутної форми, а також для процесу десорбції компонентів з мембранного елемента. Аналіз літературних джерел показує, що для розділення водно-органічних сумішей найбільш ефективним є мембранне розділення — первапорація [5, 6]. Разом з тим, широке впровадження мембранних технологій гальмується недостатнім теоретичним та експериментальним вивченням масообмінних та теплових процесів в них, зокрема: механізмів переносу органічних речовин, впливу температури процесу на перенос органічних речовин в стінці мембрани та в міжмембранному просторі. І тому, для вибору ефективної технологічної схеми, режимів та вдосконалення конструкції мембранного апарату необхідним є:

- 1) теоретичне дослідження явищ переносу органічних речовин в водно-органічній суміші та мембрані шляхом фізичного та математичного моделювання тепло- і масообміну при первапорації рідкого органічного компоненту суміші через непористу стінку циліндричної мембрани з урахуванням граничних умов;
- 2) теоретичне визначення розподілу концентрації органічного компоненту в поперечному напрямку по всій довжині мембрани в залежності від температури.

Виклад основних результатів. Для прикладу, розглянемо процес первапорації органічного розчинника, що міститься у стічній воді, яка подається всередину мембрани. Мембрана виготовлена у вигляді трубки з внутрішнім радіусом $r_{вн}$ і зовнішнім — $r_{зовн}$ (рис. 1). Мембрана всередині повністю заповнена рідкою фазою (стічною водою). При контакті забрудненої води з внутрішньою поверхнею мембрани, розчинник дифундує в матеріал мембрани. Рушійною силою процесу переносу розчинника є різниця концентрації, яка призводить до руху розчинника на зовнішню поверхню. Із зовнішньої поверхні розчинник випаровується в навколишнє середовище, який представляє парогазову суміш, яка складається з пари розчинника і носія (наприклад — повітря). В процесі первапорації концентрація розчинника зростає до повного вичиснення носія з об'єму навколишнього середовища.

Процес вилучення розчинника з стічної води залежить від :

- 1) температури;
- 2) режиму руху рідини в середині трубки;
- 3) інтенсивності відведення пари розчинника з простору, тобто розчинник поступає в теплообмінник де відбувається процес конденсації.

Інтенсифікація процесу первапорації розчинника залежить від підведення його з рідкої фази до внутрішньої поверхні мембрани,

перенесення розчинника через мембрану і відведення розчинника з зовнішньої поверхні мембрани.

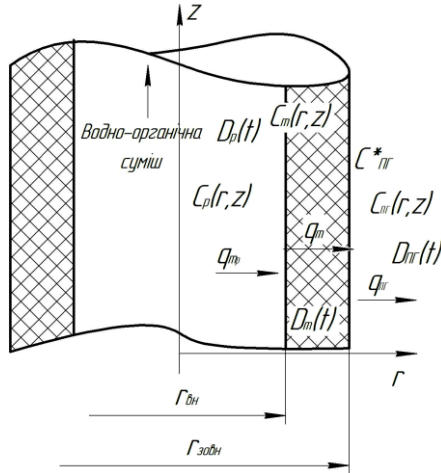


Рис. 1. До розгляду особливостей процесу первапорації

На кожній з цих ділянок створюються потоки маси розчинника і найкращим вважається такі умови роботи апарату, коли ці потоки маси рівні.

Формулювання математичної моделі. Математична модель дозволяє визначити концентраційні поля органічного компонента в рідині, що проходить через мембрану та в самій мембрані, а також виявити фактори, що впливають на швидкість виділення органічної домішки.

Розглянемо рівняння руху для рідини в середині мембрани в умовах ламінарного руху (W — швидкість руху модельної рідини). Значення W_r можна вважати близьким до нуля, а оскільки задача осесиметрична то W_φ також дорівнює нулю. Отже рівняння руху записується тільки в проекції на вісь z :

$$\rho \left(\frac{\partial W_z}{\partial t} + W_r \frac{\partial W_z}{\partial r} + \frac{W_\varphi}{r} \frac{\partial W_z}{\partial \varphi} + W_z \frac{\partial W_z}{\partial z} \right) = - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 W_z}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial W_z}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 W_z}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 W_z}{\partial z^2} \right). \quad (1)$$

Враховуючи також що $\frac{\partial W_z}{\partial z} = 0$, то з урахуванням останніх припущень рівняння приймає вид:

$$-\frac{\partial p}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 W_z}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial W_z}{\partial r} \right) = 0. \quad (2)$$

Рівняння конвективного масопереносу всередині мембрани

$$\begin{aligned} & \left(\frac{\partial C_p}{\partial t} + W_r \frac{\partial C_p}{\partial r} + \frac{W_\varphi}{r} \frac{\partial C_p}{\partial \theta} + W_z \frac{\partial C_p}{\partial z} \right) = \\ & = D \left(\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial C_p}{\partial r} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial^2 C_p}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 C_p}{\partial z^2} \right). \end{aligned} \quad (3)$$

В умовах ламінарного руху рідини приймаємо $W_r = 0$, $W_\varphi = 0$. Опір переносу маси за рахунок дифузії в напрямку осі φ і z набагато більший ніж в напрямку осі r , приймаємо $\frac{\partial C_p}{\partial \varphi} = 0$; $\frac{\partial C_p}{\partial z} = 0$ — і, тоді, рівняння перетворюється до вигляду:

$$W_z \frac{\partial C_p}{\partial \tau} = D \left(\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial C_p}{\partial r} \right) \right), \quad (4)$$

або

$$\frac{\partial C_p}{\partial \tau} = \frac{D}{W_z} \left(\frac{\partial^2 C_p}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial C_p}{\partial r} \right). \quad (5)$$

Для визначення розподілення швидкості W_z поблизу внутрішньої поверхні мембрани скористаємося методикою [7]. Для цього запишемо рівняння рівня руху у вигляді:

$$\mu \left(\frac{\partial^2 W_z}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial W_z}{\partial r} \right) = \frac{\partial p}{\partial z}. \quad (6)$$

Для даного рівняння граничними умовами будуть:

$$W_z = 0 \text{ при всіх } r = r_{\text{ен}}. \quad (7)$$

Розв'язавши рівняння (6), ми отримаємо розподілення швидкостей в поперечному перерізі мембрани:

$$W_z(r) = \frac{1}{4\mu} \frac{\partial p}{\partial z} (r_{\text{ен}}^2 - r^2). \quad (8)$$

Використавши вираз для визначення об'єму рідини, яка проходить через поперечний переріз мембрани і здійснивши відповідні перетворення отримаємо вираз для визначення градієнту тиску:

$$\frac{\partial p}{\partial z} = \frac{8G\mu}{\pi r_{\text{ен}}^4}. \quad (9)$$

Підставивши вираз для визначення градієнту тиску в рівняння $W_z(r)$, отримаємо наступне рівняння для розподілення швидкостей в поперечному перерізі мембрани:

$$W_z(r) = \frac{2G}{\pi \rho r_{\text{вн}}^4} (r_{\text{вн}}^2 - r^2). \quad (10)$$

Запишемо рівняння конвективного масопереносу у вигляді

$$\frac{\partial C_p}{\partial \tau} = \frac{D}{W_z} \left(\frac{\partial^2 C_p}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial C_p}{\partial r} \right). \quad (11)$$

Це рівняння належить до диференціальних рівнянь параболічного типу.

Запишемо $f(r, z) = \frac{D}{W_z}$, тоді попереднє рівняння представимо у вигляді:

$$\frac{\partial C_p}{\partial \tau} = f(r, z) \cdot \left(\frac{\partial^2 C_p}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial C_p}{\partial r} \right). \quad (12)$$

Враховуючи, що функція $f(r, z)$ нелінійно залежить від координат r і z , то для розв'язання останнього рівняння необхідно використовувати наближені або числові методи.

Розподілення концентрацій органічного розчинника в мембранному елементі описується рівнянням конвективної дифузії:

$$\left(\frac{\partial C_m}{\partial t} + W_x \frac{\partial C_m}{\partial x} + W_y \frac{\partial C_m}{\partial y} + W_z \frac{\partial C_m}{\partial z} \right) = D \left(\frac{\partial^2 C_m}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_m}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_m}{\partial z^2} \right). \quad (13)$$

Дане рівняння виражає розподіл концентрацій органічного компонента в середовищі, яке рухається при несталому процесі масообміну. На несталість процесу вказує складова — $\frac{\partial C_m}{\partial t}$, яка показує зміну концентрації з часом. Для циліндричної системи координат другий закон Фіка виглядатиме:

$$\frac{dC_m}{dt} = D \left(\frac{\partial^2 C_m}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial C_m}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 C_m}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial^2 C_m}{\partial z^2} \right). \quad (14)$$

Розміщуємо систему координат на площині симетрії як показано на рисунку 1, вісь z направляємо вздовж осі елемента. Задачу розв'язуємо в циліндричній системі координат.

Масообмін направлено в радіальному напрямі (вздовж осі r), вісь z суміщена з віссю труби і масообміном вздовж осі z нехтуємо, тому:

$$\frac{\partial C_M}{\partial z} = 0 \quad (15)$$

та

$$\frac{\partial^2 C_M}{\partial z^2} = 0. \quad (16)$$

Матеріал мембранного елемента — ізотропний, тобто його властивості у всіх точках однакові. Якщо умови масообміну на внутрішній і зовнішній границі мембранного елемента постійні (осесиметричні), то тоді концентрація не повинна змінюватись також вздовж φ , тобто градієнт:

$$\frac{\partial C_M}{\partial \varphi} = 0 \quad (17)$$

та

$$\frac{\partial^2 C_M}{\partial \varphi^2} = 0. \quad (18)$$

З урахуванням цього, рівняння масопереносу в мембрані приймає вид:

$$\frac{\partial C_M}{\partial t} = D \left(\frac{\partial^2 C_M}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial C_M}{\partial r} \right). \quad (19)$$

Геометричні та фізичні умови однозначності. Запишемо геометричні та фізичні умови, які характеризують відповідно форму і розміри області, в якій відбувається конкретний процес переносу та фізичні властивості середовища і їх зміну в залежності від параметрів процесів.

Мембранний елемент має форму порожнистого циліндра, симетричного відносно осі z , із зовнішнім радіусом $d_{зовн}$, внутрішнім $d_{вн}$, довжиною L ($L \gg d_{зовн}$). Так як мембранний елемент має циліндричну форму, то для його опису використовуємо циліндричну систему координат: вісь z — вісь симетрії, вісь r співпадає по напрямку з радіусом, а вісь φ — вісь обертання навколо власної осі циліндра (кутова координата).

При формулюванні математичної моделі приймаємо наступні припущення:

- 1) внутрішній об'єм мембранного елемента повністю заповнений вихідним розчином;
- 2) рух рідини, що знаходиться всередині мембранного елемента, є ламінарним; профіль швидкостей повністю розвиненим;
- 3) процес відбувається в ізотермічних умовах;
- 4) тепловий потік і потік маси направлені вздовж осі r ;
- 5) градієнти температур і концентрацій в напрямку φ відсутні;
- 6) мембрана має регулярну структуру.

Початкові умови. Формулювання початкових умов полягає у визначенні закону розподілу концентрації всередині потоку рідини в мембрані в залежності від висоти мембрани.

Тобто початкові умови записуються наступним чином:

$$z = 0, C = C_{pn}; \quad (20)$$

$$r = 0, \frac{\partial C}{\partial r} = 0; \quad (21)$$

$$r = r_{вн}, C = C^*, \quad (22)$$

де C_{pn} — початкова концентрація органічного компоненту, C^* — рівноважна концентрація.

Граничні умови. Граничні умови для масообмінної задачі розглядаються на внутрішній та зовнішній поверхнях мембрани мембранного елемента. Для даних умов задаються концентрації органічної домішки на границі середовищ і закон масообміну між поверхнею тіла і зовнішнім середовищем.

Враховуючи, що

$$\left. \begin{array}{l} \text{при } r = r_{вн} \quad C = C^* \\ \text{при } r = r_{зовн} \quad C = C_{zp}^* \end{array} \right\}, \quad (23)$$

можна виразити процеси масообміну на границі розподілу:

$$\left. \begin{array}{l} \text{при } r = r_{вн} \quad \beta_p (C_{pn} - C^*) = -D_m \frac{\partial C_m}{\partial r} \\ \text{при } r = r_{зовн} \quad \beta_{пг} (C_{zp}^* - C_{пг}) = -D_m \frac{\partial C_m}{\partial r} \end{array} \right\}, \quad (24)$$

де β_p — коефіцієнт масовіддачі вихідної суміші, м/с; $\beta_{пг}$ — коефіцієнт масовіддачі парогазової суміші, м/с; C_{pn} — концентрація органічної домішки у вихідній суміші, кг/м³; C_p^* — концентрація органічної домішки на внутрішній стінці мембранного елемента, кг/м³; C_{zp}^* — концентрація органічної домішки на зовнішній стінці мембранного елемента, кг/м³; $C_{пг}$ — концентрація органічної домішки у парогазової суміші, кг/м³; D_m — коефіцієнт дифузії органічної домішки в матеріалі мембрани, м²/с; C_p, C_m — концентрація органічної домішки в даній точці у суміші або мембрані відповідно, кг/м³.

Остаточна модель первапорації можна записати наступним чином:

$$\frac{\partial C_p}{\partial t} = \frac{D_p}{W_z} \left(\frac{\partial^2 C_p}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial C_p}{\partial r} \right); \quad (25)$$

$$\frac{\partial C_M}{\partial t} = D_M \left(\frac{\partial^2 C_M}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial C_M}{\partial r} \right); \quad (26)$$

$$z = 0, C_p = C_{pH}; \quad (27)$$

$$r = 0, \frac{\partial C_p}{\partial r} = 0; \quad r = r_{\text{вн}}, C_p = C_p^*; \quad (28)$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{при } r = r_{\text{вн}} \quad \beta_p (C_{pH} - C^*) = -D_M \frac{\partial C_M}{\partial r} \\ \text{при } r = r_{\text{зовн}} \quad \beta_{\text{ПГ}} (C_{2p}^* - C_{n2}) = -D_M \frac{\partial C_M}{\partial r} \end{array} \right\} \quad (29)$$

Розв'язання рівнянь (25)-(26) при початкових умовах (27)-(28) і граничних умовах (29) дозволить визначити розподіл концентрацій у потоці рідини, яка проходить в мембрані, а також по товщині мембрани в залежності від розмірів мембрани, режимів руху вихідної та парогазової суміші, концентрації органічної домішки в вихідній та парогазовій суміші.

Вибір методу розв'язання. Для розв'язання рівняння конвективної дифузії в рідкій фазі виберемо метод скінченних різниць (рис. 2).

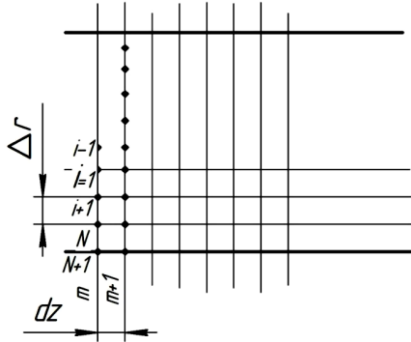


Рис. 2. Схема до методу скінченних різниць

Розпишемо отримане рівняння відповідно до цього методу:

$$S_i = C_{i,m}, U_i = C_{i,m+1}, \quad (30)$$

$$i = 2 \text{ до } N \quad (31)$$

$$\frac{U_i - C_i}{\Delta \tau} = f(r_i, z_m) \left(\frac{S_{i+1} - 2S_i + S_{i-1}}{\Delta r_i^2} + \frac{1}{r_i} \frac{S_{i+1} - S_i}{\Delta r_i} \right) \quad (32)$$

$$i = 1 \text{ до } N \quad (33)$$

$$U_i = \frac{\Delta \tau}{\Delta r_i^2} f(r_i, z_m) \left(S_{i+1} - 2S_i + S_{i-1} + \frac{\Delta r}{r_i} (S_{i+1} - S_i) \right) \quad (34)$$

$$i = 1 \quad (35)$$

$$U_1 = U_i, C_{N+1} = \frac{D_{\text{мем}}}{D_{\text{рід}}} \frac{\Delta r_{\text{вн}}}{\Delta r_{\text{мем}}} (C_1^* - C_2). \quad (36)$$

Для реалізації математичної моделі використовуємо середовище Qbasic. Для цього спочатку задаємо ряд початкових даних — коефіцієнти масовіддачі рідини та парогазової суміші; коефіцієнт дифузії в полімері; густину матеріалу мембрани; концентрацію вихідної речовини в суміші; витрати суміші, діаметр та товщина мембранного елемента. В тілі програми записано формули визначення концентрації органічної домішки в рідині та в мембрані. Саме ці формули є визначними, і дають можливість показати розподіл концентрацій.

Провівши розрахунки за допомогою програми, реалізованої в середовищі Qbasic, бачимо що, при різному насиченні (початковій концентрації) органічною речовиною мембрани очищення до гранично допустимого рівня відбувається за різні проміжки часу. Залежність часу виділення (кількість проходів через мембрану) від насичення мембрани (початкової концентрації) показані на графіку (рисунок 3 а, б).

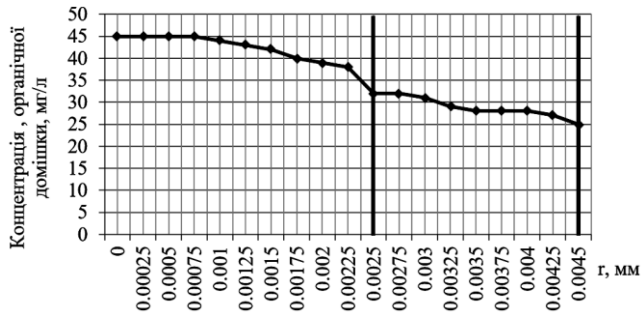


Рис. 3, а. Розподіл концентрації органічної домішки у суміші та матеріалі мембрани (при 100 проходженні вихідної суміші через мембрану)

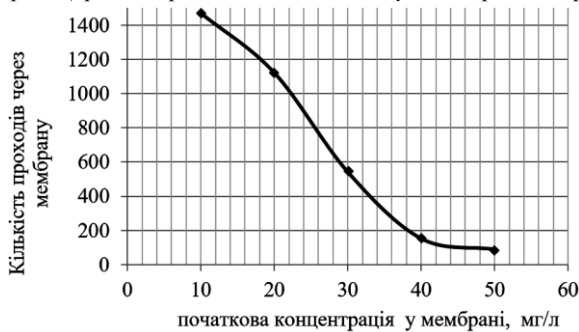


Рис. 3, б. Залежність кількості проходів через мембрану від початкової концентрації в мембрані

Висновки.

1. Було проведено теоретичне дослідження масообміну при використанні первапорації (через непористу циліндричну стінку мембрани) для виділення органічних домішок із водно-органічної суміші.
2. Побудована математична модель описує масообмінну обстановку в апараті під час розділення водно-органічних сумішей. Модель враховує всі особливості процесу.

Список використаних джерел:

1. Marion K. Buckley-Smith. The Use of Solubility Parameters to Select Membrane Materials for pervaporation of Organic Mixtures: A thesis submitted in partial fulfilment of the requirements for the degree of Doctor of Philosophy. Hamilton: The University of Waikato, 2006.
2. Буртняя И. А., Литвиненко Д. В. Полимерные мембраны для первапорационных процессов очистки сточных вод. *Publishing house Education and Science s.r.o.* 2011. Т. 10. С. 96-98.
3. Дытнерский Ю. И., Быков И. Р., Акобян А. А., Смекалов В. Т., Цоколаев Б. Р. Разделение жидких смесей испарением через мембрану и мембранной дистилляцией. Москва: НИИТЭхим, 1989. 47 с.
4. Поляков А. М. Некоторые аспекты первапорационного разделения жидких смесей. Часть 1. *ВИНИТИ РАН, Информационно-аналитический журнал «Мембраны»*. 2004. № 4 (24). С. 29-44.
5. Буртняя И. А., Гачечиладзе О. О. Процессы переноса в полимерных мембранах. Часть 3. *Восточно-Европейский журнал передовых технологий*. 2013. Т. 6, № 6 (66). С. 4-7.
6. Буртняя И. А., Гачечиладзе О. О. Процессы переноса в полимерных мембранах. Часть 4. *Восточно-Европейский журнал передовых технологий*. 2014. Т. 2, № 6 (68). С. 4-11. URL: <http://journals.urau.ua/eejet/article/view/23383/20988>.
7. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. Москва: Наука, 1974. 708 с.

**DEFINITION OF BOUNDARY AND PHYSICAL
CONDITIONS OF THE MATHEMATICAL MODEL
OF MASS EXCHANGE IN THE APPARATUS DURING
SEPARATION OF AQUATIC-ORGANIC MIXTURES**

The authors developed and improved a mathematical model that describes the mass transfer situation in the apparatus during the separation of water-organic mixtures and shows the pervaporation processes occurring from the process of desorption of components from the membrane element taking into account the mutual influences of process characteristics on environmental characteristics. The influence of external factors for temperature calculation is taken into account. A solution of the corresponding model problem was found using the equation of motion for a fluid in the middle of a membrane under conditions of laminar motion. The results of calculations of the distribution of the concentration of or-

ganic impurities in the mixture and the membrane material are presented. The dependence of the number of passes through the membrane on the initial concentration in the membrane was investigated. The possibility of determining the distribution of concentrations in the flow of liquid passing through the membrane, as well as the thickness of the membrane depending on the size of the membrane, modes of movement of the source and vapor-gas mixture, the concentration of organic impurities in the source and vapor-gas mixture. The constructed mathematical model takes into account the geometric and physical conditions that characterize, respectively, the shape and size of the area in which a particular transfer process and the physical properties of the environment and their change depending on the process parameters. The finite difference method is chosen to solve the convective diffusion equation in the liquid phase. Mathematical modeling clearly demonstrates the effect of factors, but, in turn, does not reduce the impact. Taking into account the initial conditions and boundary conditions will determine the distribution of concentrations in the fluid flow passing through the membrane, as well as the thickness of the membrane depending on the membrane size, modes of movement of the source and vapor-gas mixture, the concentration of organic impurities in the source and vapor-gas mixture. Mathematical modeling of heat and mass transfer inside the apparatus to determine the concentration field of the organic component and identify factors that affect the rate of separation of organic impurities.

Key words: *mathematical model, pervaporation, membrane, organic impurities, membrane apparatus, model fluid, convective diffusion.*

Отримано: 20.10.2021