

## СТРУКТУРНА ОПТИМІЗАЦІЯ ДВОХСТАДІЙНОЇ МЕМБРАННОЇ СИСТЕМИ ДЕМІНЕРАЛІЗАЦІЇ МОРСЬКОЇ ВОДИ

**С. С. Шоботов, О. О. Квітка, З. В. Малецький**

Національний технічний університет України "КНІГ", м. Київ  
e-mail: mail@zahar.info

*В статті розглядаються питання оптимізації промислових систем демінералізації морської води із застосуванням мембраних технологій. Використовуючи існуючу математичну модель мембраниого розділення та сучасні методи оптимізації, виконано пошук оптимальної структури та робочих параметрів двохстадійної системи при різних умовах її функціонування. Аналіз отриманих результатів оптимізації дозволив виявити економічну доцільність застосування двохстадійної архітектури процесу мембраниї демінералізації для морської води різного солевмісту.*

**Ключові слова:** мембраничні технології; структурна оптимізація; приведені витрати; моделювання мембраних процесів.

### Вступ

Як свідчить світова статистика, на даний час більше 1 млрд. людей знаходиться в умовах абсолютної відеутності джерел прісного водопостачання та ще біля 2,3 млрд. проживає у регіонах, малозабезпечених прісною водою [1]. Ресурси традиційних джерел прісної води, таких як, ріки та озера, поступово вичерпуються, а мінералізація підземних джерел стрімко зростає внаслідок їх перевикористання та вторинного антропогенного забруднення. Відомо, що 96,5% світових водних запасів сконцентровано в морях та океанах з характерним солевмістом 30-45 г/л [2]. Таким чином, проблема одержання прісної води з морської гостро стоїть у світовому масштабі. З кожним роком її актуальність збільшується у відповідності до загальнопланетарних демографічних тенденцій. Розв'язання даної проблеми можливе за рахунок активного розвитку та впровадження технологій знесолення та повторного використання води.

На сьогоднішній день технології знесолення морської води в основному поділяються на дві групи – термічні та мембраничні процеси. Перші великомасштабні заводи по опрісненню морської води були запущені в країнах Близького Сходу, де тепер розташовано біля 50% світових потужностей. Більше 80% цих заводів базуються на використанні термічних технологій демінералізації, в основному багатоступеневої дистилляції. Розвиток мембраних технологій, як економічно ефективної альтернативи дистилляційним процесам, призвів до того, що сьогодні в світі з 15000 заводів по опрісненню морської води більше половини використовують високоефективний процес мембраниого розділення – зворотний осмос. В валових продуктивностях це означає, що 44% світового виробництва опрісненої води здійснюється за рахунок мембраних та 40% за рахунок дистилляційних технологій [3].

Як показала багаторічна практика, зворотноосмотичної технології демінералізації морської води не позбавлені недоліків. В основному це високі витрати електроенергії, що споживається насосами високого тиску, та збільшення мінералізації природної води в місцях скидання концентратів мембраниого розділення. При порівнянні з іншими процесами опріснення, особливо з дистилляцією, перевага залишається на стороні мембраних технологій, навіть з урахуванням зазначених недоліків. Таким чином, підвищення економічної ефективності та зниження негативного впливу на оточуюче середовище є основними напрямами вдосконалення мембраних процесів опріснення морської води.

Дана робота присвячена питанням оптимізації мембраних технологій демінералізації морської води, як найбільш економічно та екологічно раціональних серед відомих технологій знесолення.

## Мембранині технології демінералізації морської води

Сучасні технологічні схеми мембраниної демінералізації морської води зазвичай складаються з трьох основних стадій: попередня підготовка води, що має забезпечувати стабільну та довготривалу роботу мембраниої стадії, власне мембранина стадія та стадія доочищення, що за необхідності має забезпечувати особливі вимоги до якості знесоленої води. Як правило, на стадіях попередньої підготовки та доочищення води застосовуються типові технологічні рішення, в той час як основна стадія мембраниої демінералізації завжди потребує спеціального проектування та оптимізації за економічними та екологічними критеріями.

Система мембраниої демінералізації води складається з мембраних елементів, які встановлюються у спеціальних мембранотримачах. Кількість мембраних елементів у мембранотримачі може змінюватись від одного до восьми залежно від типу мембранотримача. Мембранотримачі з'єднуються між собою послідовно або паралельно відповідно до визначеного при проектуванні принципу (рис. 1). Паралельно згруповані мембранотримачі складають окрему стадію або підстадію системи.

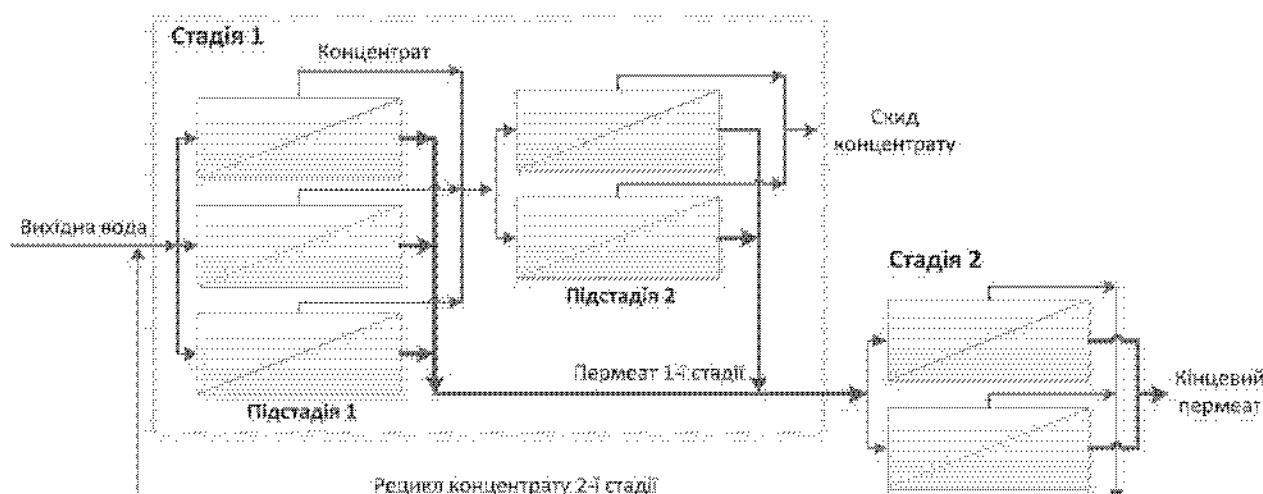


Рис. 1. Приклад системи мембраниої демінералізації води.

На мембраних елементах проходить процес розділення вихідної води на демінералізовану воду (пермеат) та розчин, що містить вилучені солі – концентрат (рис. 2).

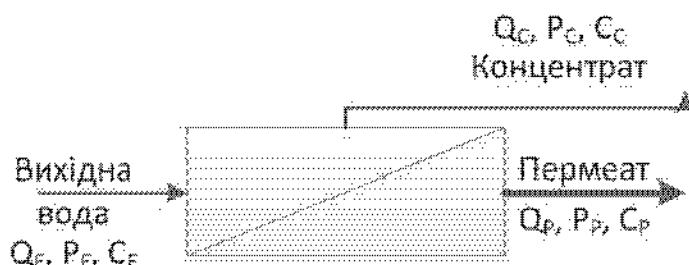


Рис. 2. Процес розділення на мембраниному елементі.

У мембранотримачі мембраний елементи з'єднуються послідовно за концентратом, а пермеат з кожного елементу надходить до збирального каналу та відводиться з мембранотримача через порт пермеату (рис. 3). Таким чином, на  $i$ -й мембраний елемент у мембранотримачі ( $i > 1$ ) надходить вода з параметрами  $Q_F = Q_C \text{ (} i-1 \text{)}$ ,  $P_F = P_C \text{ (} i-1 \text{)}$ ,  $C_F = C_C \text{ (} i-1 \text{)}$ , причому:  $Q_F < Q_{F(i-1)}$ ,  $P_F < P_{F(i-1)}$ ,  $C_F > C_{F(i-1)}$ .

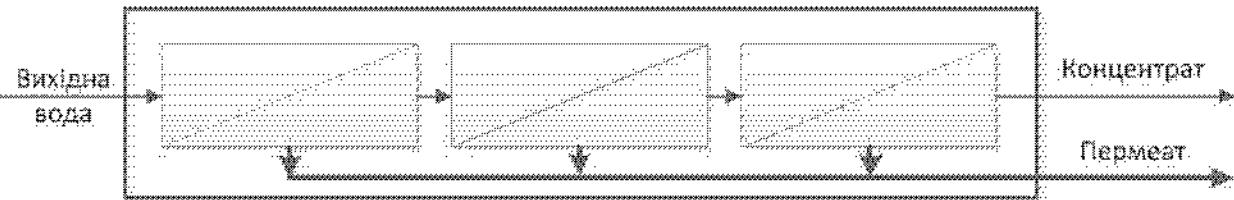


Рис. 3. З'єднання мембраних елементів у мембранотримачі.

Залежно від фізико-хімічних властивостей мембрани, що використовується у певному типі мембраних елементів, останні будуть характеризуватися певним набором технологічних параметрів:

- вихід за пермеатом — співвідношення між витратами пермеату та вихідної води ( $Q_p/Q_f$ );
- перепад тиску — співвідношення між тисками концентрату та вихідної води ( $P_c/P_f$ );
- солевилучення — кількісна характеристика здатності мембрани вилучати певний компонент з води, що піддається мембраниому розділенню, або знижувати її загальний солевміст ( $1 - C_p/C_f$ ).

Мембрани елементи можна класифікувати залежно від загального солевмісту води, для знесодення якої вони призначенні, що за змістом еквівалентно порівнянню їх за щільністю мембра, які застосовуються у тому чи іншому типі елементів. У даній роботі розглядаються мембрани елементи Filmtec виробництва компанії Dow Chemical, що вважаються одними з найбільш надійних та економічних з усіх комерційно доступних мембраних елементів. Класифікацію мембраних елементів Filmtec наведено на рисунку 4.

#### Солевилучення та робочий тиск збільшуються

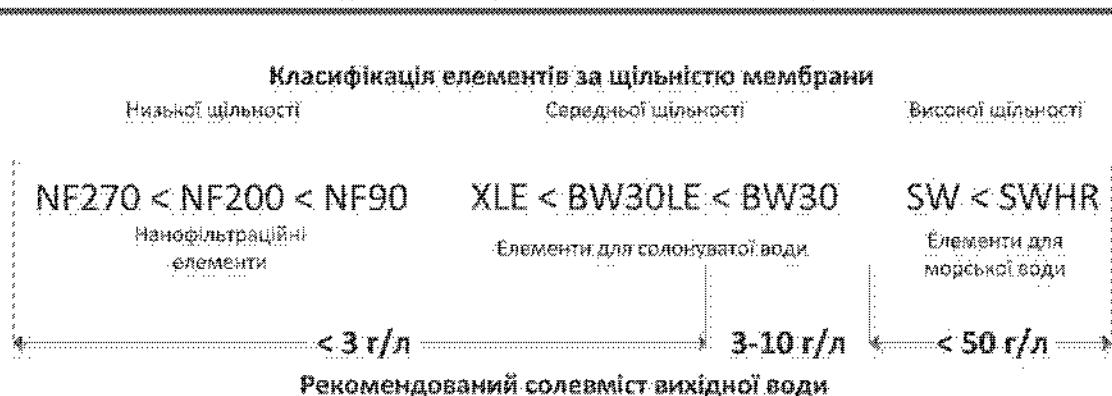


Рис. 4. Класифікація мембраних елементів Filmtec.

На даний час проектування систем мембраниї демінералізації морської води здійснюються залежно від двох підходів.

Перший підхід передбачає компонування багатостадійної схеми із застосуванням на першій стадії мембраних елементів високої щільноти (SW, SWHR) та елементів середньої щільноти (XLE, BW30LE, BW30) на другій стадії (рис. 5). Таким чином, на першій стадії, що функціонує за високих тисків, проходить зниження загального солевмісту морської води на 80-90%. Після чого на другій стадії проходить процес демінералізації солонуватої води за середнього або низького тиску.

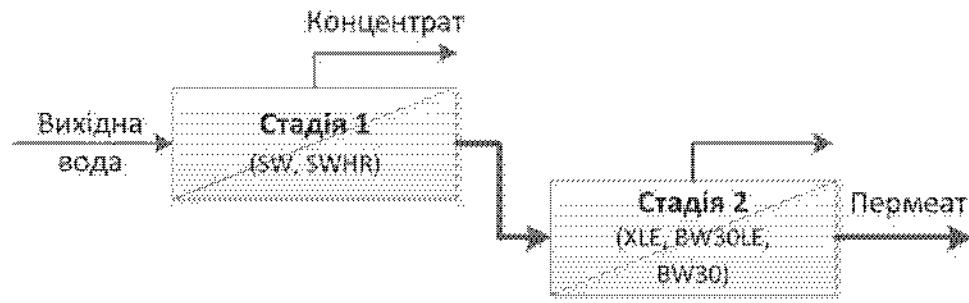


Рис. 5. Компонування багатостадійної схеми демінералізації морської води із застосуванням елементів високої щільності послідовно за пермеатом.

Перша стадія технологічної схеми, що наведена на рисунку 5, зазвичай працює при виході за пермеатом 35-45%. На другій стадії за рахунок низького солевмісту живлячої води можливе досягнення більших значень виходу за пермеатом – до 90%. Оскільки концентрат другої стадії у більшості випадків характеризується солевмістом, нижчим за солевміст вихідної води системи, його частина або весь концентрат може бути спрямований у рецикл. Таким чином, сумарний вихід за пермеатом для всієї системи у більшості схем досягає значень 40-45%.

Другий підхід передбачає компонування багатостадійної схеми з комплексною першою стадією. У даному випадку перша стадія містить дві підстадії, сполучені послідовно за концентратом. Обидві підстадії містять елементи високої щільності. Пермеат першої підстадії спрямовується до каналу знесоленої води, а пермеат другої підстадії, для якого характерний більш високий солевміст, поступає на другу стадію системи. На другій стадії системи, як правило, застосовуються елементи середньої щільності.

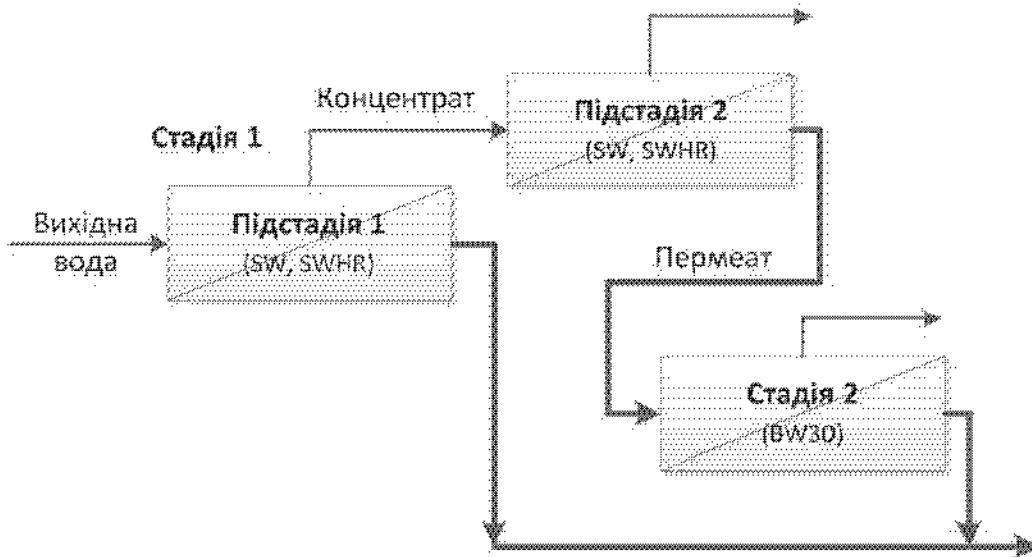


Рис. 6. Компонування багатостадійної схеми демінералізації морської води із застосуванням елементів високої щільності з комплексною першою стадією.

Схема, що представлена на рисунку 6, характеризується низьким енергоспоживанням, у порівнянні зі схемою, представленою на рисунку 5. Це пов’язано з тим, що лише частину, а не весь пермеат, необхідно перекачувати на другу стадію. Однак при цьому суттєво знижується ефективність розділення на другій підстадії першої стадії.

Як показали дослідження [4], позитивний економічний ефект може бути досягнутий за рахунок застосування двостадійної схеми (рис. 7) з використанням мембраних елементів

лише низької і середньої щільності, причому, на відміну від традиційного підходу, елементи з мембрanoю меншої щільності застосовуються на першій стадії. Таким чином, діапазон елементів, що можуть застосовуватися для опріснення морської води, суттєво розширюється за рахунок елементів з мембрanoю низької щільності, а можливість вилучення стадії високого тиску дозволяє суттєво знизити енерговитрати.

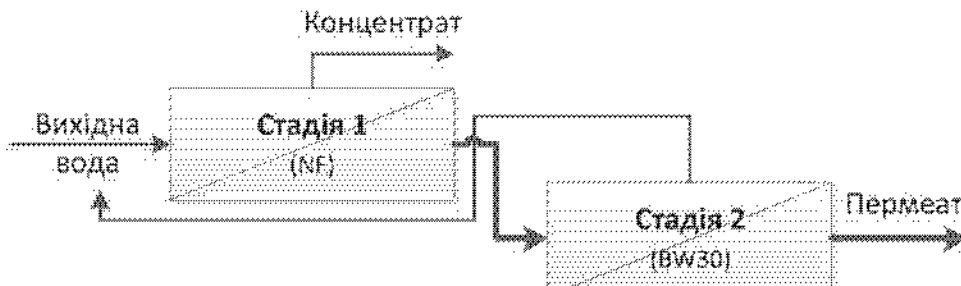


Рис. 7. Компонування багатостадійної схеми демінералізації морської води із застосуванням елементів низької і середньої щільності.

З урахуванням вищевикладених принципів, актуальною є задача оптимального проектування двостадійної системи мембранної демінералізації морської води, що зводиться до розробки схеми компонування мембрanoгримачів, що містять розраховану кількість мембрanoческих елементів з визначеного діапазону типів, та забезпечує задану продуктивність по пермеату з мінімальними енергетичними та капітальними витратами та максимальними якістю та виходом за пермеатом.

### Математична модель системи

Основою математичної моделі двостадійної системи мембранної демінералізації морської води є модель елементарної одиниці системи – мембрanoческого елементу. В якості математичної моделі останнього було використано двопараметричну модель процесу розпілення Кімури-Соуріраджана, вдосконалену і доповнену фірмою DOW Chemical для рулонних мембрanoческих елементів [5, 6]:

$$\begin{aligned}
 \frac{C_x}{C_f} &= \frac{1 - Y(1 - R)}{1 - Y} \\
 \frac{C_{fx}}{C_f} &= \frac{1 + \frac{C_x}{C_f}}{2} \\
 Q_p &= Q_f / Y \\
 \frac{C_p}{Q_p} &= \frac{C_{fx} \cdot B \cdot pf \cdot S_p / \rho}{Q_p} \\
 \pi_f &= 1.12 \cdot (t + 273) \cdot \sum m_i \\
 \bar{\pi} &= \pi_f \cdot \frac{C_e}{C_f} \cdot pf \\
 A &= A_{ref} (\Delta \pi) \cdot FF \cdot TCF \\
 \Delta P_{fr} &= \lambda \left( \frac{(Q_f + Q_e)^2}{2 \cdot \rho} \right) \\
 \rho_{eff} &= \frac{Q_p \cdot \rho}{A \cdot S_p \cdot FF}
 \end{aligned} \tag{1}$$

де  $C_b, C_p, C_o, C_f$  – концентрації розчинених речовин у вхідній воді, пермеаті, концентраті та у приповерхневому шарі мембрани, відповідно,  $\text{моль}/\text{м}^3$ ;  $Q_b, Q_p, Q_o$  – витрати вхідної води, пермеату та концентрату, відповідно,  $\text{м}^3/\text{год}$ ;  $S_e$  – ефективна площа поверхні мембрани,  $\text{м}^2$ ;  $A$  – проникність розчинника через мембрану,  $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}$ ;  $A_{ref}/(\lambda\pi)$  – розрахована проникність для чистої води при  $T = 298 \text{ К}$ ,  $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}$ ;  $B$  – проникність розчинених речовин через мембрану,  $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{с}$ ;  $TCF$  – температурний поправочний коефіцієнт (дорівнює 1 при  $T = 25^\circ\text{C}$ );  $\delta F$  – коефіцієнт забруднення мембрани;  $\pi$  – осмотичний тиск,  $\text{Па}$ ;  $p_f$  – коефіцієнт концентраційної поляризації;  $m_i$  – мольна концентрація  $i$ -го іона, моль/л;  $Y$  – показник конверсії води;  $R$  – показник солевидлучення мембрани;  $\Delta P$  – трансмембраний тиск,  $\text{Па}$ ;  $P_{eff}$  – ефективний тиск  $\text{Па}$ ;  $\alpha$  та  $\lambda$  – коефіцієнти, запропоновані в [5].

Система рівнянь (1) дозволяє розрахувати концентрації пермеату та концентрату на виході із мембраниного елементу, об'єму витрату пермеату, осмотичний тиск вхідного потоку і потоку концентрату, а також перепад тиску на елементі та величину ефективного тиску, необхідну для проведення процесу розділення із заданими характеристиками елементу та вхідного потоку. Характеристики мембраниного елементу, що необхідні для розрахунку:

- ефективна площа поверхні мембрани (паспортна характеристика),  $S_e$ ;
- проникність мембрани для чистої води,  $A_{ref}/(\lambda\pi)$ ;
- проникність розчинених речовин через мембрану,  $B$ .

Два останні параметри були розраховані на основі експериментальних даних (таблиця 1) за методикою, запропонованою в [6], для кожного виду мембран, що були використані.

Модель стадії розділення сформульовано за наступних припущеннях:

1. В кожному мембранотримачі елементи з'єднуються послідовно по концентрату;
2. Мембранотримачі у стадії з'єднуються паралельно;
3. Всі мембранотримачі однієї стадії містять елементи одного типу в одинаковій кількості (не більше 8).

Таблиця 1. Розраховані показники проникності для різних типів мембран *Filmtec*

Тип елементу	Проникність розчинника через мембрану ( $A$ ), $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па}}$	Проникність розчинених речовин через мембрану ( $B$ ), $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$
Зворотноосмотичний елемент наднізького тиску XLE-2540	$3,1 \cdot 10^{-8}$	$7,6 \cdot 10^{-5}$
Нанофільтраційний елемент NF270-2540	$5,45 \cdot 10^{-8}$	$2,62 \cdot 10^{-3}$
Високопродуктивний елемент для знесолення солонуватої води BW30LE-440	$2,27 \cdot 10^{-7}$	$1,39 \cdot 10^{-4}$

Витрата пермеату на виході з мембранотримача, що містить  $n_e$  мембраних елементів, є сумою витрат пермеату на виході всіх елементів. Таким чином, вихід за пермеатом для модуля може бути розрахований:

$$\bar{E} = E_1 + \sum_{k=2}^{n_e} \left[ r_k \cdot \prod_{l=1}^{k-1} (1 - r_l) \right] \quad (2)$$

де  $r_k$  – показник конверсії  $k$ -го мембраниого елементу,  $k = 1, \dots, n_e$ .

Мембранотримач розраховується як  $n_e$  послідовно сполучених елементів, де кожен елемент в свою чергу розраховується з використанням отриманої системи (1). Це приводить до системи рівнянь із  $6 \cdot n_e$  ступенями вільності. З урахуванням припущення, що мембранотримач включає лише мембрани одного типу та що всі вони мають одинаковий коефіцієнт забруднення, можна зменшити кількість ступенів вільності на  $3 \cdot n_e - 3$ .

Для  $k$ -го мембраничного елементу питома витрата пермеату  $J_w^k$ , кг/м<sup>2</sup>·с, концентрація розчинених речовин у вхідному розчині  $C_f^k$ , мг/дм<sup>3</sup> та тиск  $P_f^k$ , Па, відповідно, визначаються наступними залежностями:

$$J_w^k = \frac{J_w^{k-1} \cdot (1 - r_{k-1})}{r_{k-1}} \quad (3)$$

$$C_f^k = C_o^{k-1} \quad (4)$$

$$P_f^k = P_o^{k-1} \quad (5)$$

де  $k = 2, \dots, n_o$ .

Рівняння (2 – 5) описують зв'язок елементів в мембранотримачі та стадії, що складають загальну структуру всієї системи. Використання рівнянь зв'язку (2 – 5) дозволяє розширити модель (1) і, використовувати її для моделювання сполучень мембраних елементів у мембранотримачі та стадії з урахуванням зроблених приступень.

### Задача структурної оптимізації

У загальному вигляді, задачу оптимізації стосовно системи мембраниого розділення можна сформулювати наступним чином: для заданих характеристик вхідного потоку та характеристик мембраних елементів, що використовуються на кожній стадії процесу демінералізації води необхідно знайти таку структуру системи, а саме кількість мембраних елементів, мембранотримачів та підстадій, і їх взаємне розміщення, щоб характеристики кінцевого потоку пермеату відповідали висунутим вимогам, а застосування отриманої структури на практиці дозволило скоротити витрати виробництва до мінімуму.

Цільова функція може бути визначена як сума капітальних та поточних (експлуатаційних) витрат, при чому капіталяні витрати визначаються вартістю та кількістю мембраних елементів в системі, а поточні витрати визначаються витратами на утримання мембрани та витратами на електроенергію. Отже, постановка задачі оптимізації має вигляд:

$$\min Z = \sum_{i=1}^N (n_i(Q_f) \cdot m_i \cdot c_{de} + E_i(Q_f) \cdot c_e + n_i(Q_f) \cdot m_i \cdot S_d \cdot c_{el}) \quad (6)$$

При обмеженнях:

$$\left\{ \begin{array}{l} 1 \leq m_i \leq 8 \\ C_f \cdot B \cdot p_f \cdot S_d \cdot \rho \leq C_{f,\max} \\ Q = Q_p \cdot \frac{Y_i(m_i)}{100\%} \\ i = 1, \dots, N \end{array} \right. \quad (7)$$

де  $n_i$  – кількість паралельно з'єднаних мембранотримачів у стадії;  $c_{de}$  – приведена вартість мембраничного елемента, \$/pfx;  $c_e$  – вартість електроенергії, \$/кВт;  $c_{el}$  – вартість обслуговування мембрани, \$/м<sup>2</sup>;  $Y_i$  – показник конверсії для  $i$ -ої підстадії, %;  $E(Q)$  – кількість електроенергії, що витрачається на одиницю об'єму кінцевого продукту, кВт·год/м<sup>3</sup>;  $S_d$  – ефективна площа мембраничного елемента, м<sup>2</sup>;  $B$  – проникність солей через мембрани, кг/м<sup>2</sup>·с;  $\rho$  – густина розчинника, кг/м<sup>3</sup>.

З постановки задачі видно, що цільова функція є недійною, параметри оптимізації можуть приймати дискретні значення (кількість елементів – ціличислові параметри) та неперервні (витрата вхідного потоку та відсоток концентрату, що надходить на рецикл –

раціональні параметри), що дозволяє класифікувати поставлену задачу як задачу частково-цілочислового не лінійного математичного програмування (MINLP).

### Метод оптимізації

В якості методу розв'язку задачі оптимізації було використано модифікацію генетичного алгоритму, яка передбачає поєднання переваг стохастичних методів глобального пошуку та певної локальної пошуку градієнтних методів.

Генетичні алгоритми є одним із найбільш відомих відгалужень методів еволюційного розрахунку. В багатьох випадках генетичні алгоритми досягають збіжності швидше, ніж інші методи розв'язання задач MINLP. Вони довели свою ефективність при розв'язанні задач досягти різних за характером та за об'єктами. Це пояснюється тим, що дані методи практично не залежать від форми та типу розв'язуваної задачі. Їх використання дозволяє розглядати сам процес як «чорний ящик», що суттєво спрощує роботу з ними при зміні розмірності та типу задачі, дає свободу у представленні математичної моделі.

Генетичні алгоритми відрізняються від інших чисельних методів оптимізації тим, що вони запозичили їх з біології:

- понятійний апарат;
- ідея колективного пошуку екстремуму за допомогою популяції особин;
- способи подання генетичної інформації;
- способи передачі генетичної інформації в ряду поколінь (генетичні оператори);
- ідея про переважне розмноження найбільш пристосованих особин (мова йде не про те, чи дасть дана особина нащадків, а про те, скільки буде в неї нащадків).

Загальний порядок роботи генетичного алгоритму такий (рис. 8):

1. На першому етапі випадковим шляхом генерується вихідна популяція бінарних хромосом. Декодуються значення змінних із двійкового до дійсного виду.
2. За допомогою математичної моделі визначається індекс пристосованості кожного рішення і залежно від його величини впорядковується популяція. Обчислюється середня по популяції пристосованість. Опираючись на неї, призначається імовірність, з якою кожна особина, що володіє пристосованістю вище за середній рівень, може стати батьком. При цьому для кожного батька є дві можливості – або просто бути скопійованим у наступне покоління, або піддаватися впливу генетичних операторів у процесі генерування хромосоми нащадка.

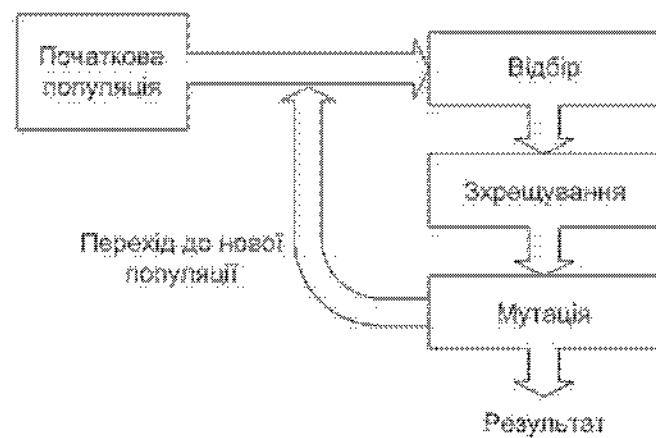


Рис. 8: Алгоритм роботи класичного генетичного алгоритму.

3. Далі оцінюється пристосованість нащадка, і, діючи аналогічним чином, поступово заповнюється популяція наступного покоління. Через М кроків нове покоління виявляється сформованим. Оскільки воно отримано від кращих батьків, то його пристосованість повинна бути також високою. Не викликає сумнівів, що, блокуючи

- слабко пристосованим особинам можливість стати батьком і дати потомство, збільшується або, прицайдні, не зменшується середня по популяції пристосованість.
4. Робота алгоритму припиняється при досягненні популяцією стану адаптації, що ідентифікується по стягуванню ядра популяції спочатку в цільне нагромадження, а потім — у точку. Схрещування, як механізм мілівості, тубить у таких умовах свою силу — при схрещуванні ідентичних батьків нащадок нічим не буде відрізнятися від жодного з них. Мутація та інверсія будуть як і раніше модифікувати потомство, тестуючи всі нові і нові країни пошукового простору, але безуспішно — краще знайденого рішення немає, і нащадки не зможуть навіть втиснутися у вироджене ядро.

Параметри настроювання генетичного алгоритму було використано такі:

- розмір популяції — 100 особин;
- максимальна кількість поколінь — 300;
- максимальна кількість поколінь із сталим набором популяцій — 50;
- мінімальний пріоритет цільової функції —  $10^{-6}$ .

На жаль, майже николи (за винятком аналітично сконструйованих тестових задач) не можливо із упевністю стверджувати, що знайдене рішення являє собою глобальний екстремум. Фенотипне та генотипне виродження популяції є необхідною, але не достатньою ознакою успішності пошуку. Воно тільки свідчить, що якийсь екстремум знайдено, але нічого не говорить про те, який його характер. Проте, не залишається нічого іншого, як задовольнятися досягнутим результатом. У противному випадку краще повторно запустити задачу в очікуванні на більш сприятливий розвиток подій, ніж очікувати правильності результату від виснаженої популяції. Еволюція неповторна і при новому сполученні випадкових факторів рішення може виявитися більш привабливим. Тому для впевненості у правильності розв'язання задачі алгоритм необхідно запускати декілька разів, що дозволяє відкинути випадкове потрапляння у локальний оптимум.

Модифікований алгоритм, застосований в даній роботі, передбачає уточнення оптимуму, знайденого за допомогою генетичного алгоритму, методом градієнтного пошуку. Запропонований алгоритм оптимізації на базі моделі двохстадійної мембранистої системи демінералізації води було реалізовано у вигляді програмного продукту в середовищі MATLAB, який дозволяє виконувати розрахунки оптимальної системи демінералізації води.

### Оптимізація двохстадійної системи

Було виконано оптимізацію двохстадійної системи демінералізації морської води із загальним солевмістом 15, 25 та 36 г/дм<sup>3</sup> продуктивністю 200 м<sup>3</sup>/год. Розглянуто варіанти системи (табл. 2), які включають три типи мембранистих елементів. Цейкі результати оптимізації наведені в таблицях 3 — 5.

Таблиця 2. Мембранисті елементи *Filmtec*, застосовані у двохстадійній системі демінералізації морської води

Стадія	Варіант А	Варіант Б	Варіант В
1	BW30LE	NF270	NF270
2	XLE	XLE	BW30LE

Для води з солевмістом 15 г/дм<sup>3</sup> (табл. 3) найбільш економічною є схема (рис. 9), де на першій стадії використовуються мембранисті елементи типу NF270, а на другій мембранисті елементи XLE. Але система, наведена на рисунку 10, що побудована з мембрає тих же типів дас на виході воду майже вдвічі меншого солевмісту при збільшенні вартості на 45%. Система, в якій на 1-й стадії використовується мембранисті типу BW30LE (варіант А), дозволяє отримувати воду з суттєво нижчим солевмістом ( $C_p = 0,008 \text{ г/дм}^3$ ), але витрати при цьому зростають у 12,5 разів. Схема, побудована по варіанту В (рис. 11), теж дас на виході воду з солевмістом в 5 разів нижче ( $C_p = 0,0177 \text{ г/дм}^3$ ), але собівартість при цьому в 4,2 рази більше, ніж для схеми на рисунку 9.

Таблиця 3. Результати оптимізації системи демінералізації морської води із солевмістом 15 г/дм<sup>3</sup> продуктивністю 200 м<sup>3</sup>/год

Варіант системи	Стадія 1					Стадія 2					Прищеплені витрати, \$/М <sup>3</sup>
	Витрата вхідної води, $Q_1$ , м <sup>3</sup> /год	Витрата концентрату, $Q_c$ , м <sup>3</sup> /год	ЗСВ концентрату, $C_p$ , г/дм <sup>3</sup>	Витрата пермеату, $Q_p$ , м <sup>3</sup> /год	ЗСВ пермеату, $C_p$ , г/дм <sup>3</sup>	Витрата концентрату, $Q_c$ , м <sup>3</sup> /год	ЗСВ пермеату, $C_p$ , м <sup>3</sup> /дн	ЗСВ концентрату, $C_p$ , г/дн	Витрата пермеату, $Q_p$ , м <sup>3</sup> /год	Витрата за пермеатом, %	
A	580,3	217,8	39,40	362,5	0,34	162,5	8,05	0,76	34,47	\$ 0,268	
Б	1094,6	545,2	23,96	549,4	6,11	349,4	88,67	9,55	18,27	\$ 0,021	
В	1640,2	1186,0	19,67	454,2	2,82	254,2	48,29	4,99	12,19	\$ 0,031	
Г	1019,4	648,3	20,95	371,1	4,61	151,4	93,10	11,17	21,55	\$ 0,043	
Д	5137,4	4528,9	16,83	608,5	1,40	340,6	17,66	2,49	5,22	\$ 0,091	

Для води солевмістом 25 г/дм<sup>3</sup> (табл. 4), як і в попередньому випадку, найбільш дешеву воду дає схема, побудована по варіанту Б, наведена на рисунку 12. Але схема, побудована по варіанту В, дає воду вдвічі меншого солевмісту ( $C_p = 0,0177$  г/дм<sup>3</sup>) при збільшенні вартості на 24%.

На відміну від двох попередніх варіантів, для води з солевмістом 36 г/дм<sup>3</sup> (табл. 5) найбільш економічною є схема (рис. 13), де на першій стадії використовується мембрани елементи NF270, а на другій – елементи BW30LE (варіант В). У порівнянні з цією схемою, інша схема (рис. 14), побудована по тому ж варіанту дає воду в 17,4 рази меншого солевмісту при збільшенні вартості на 74%.

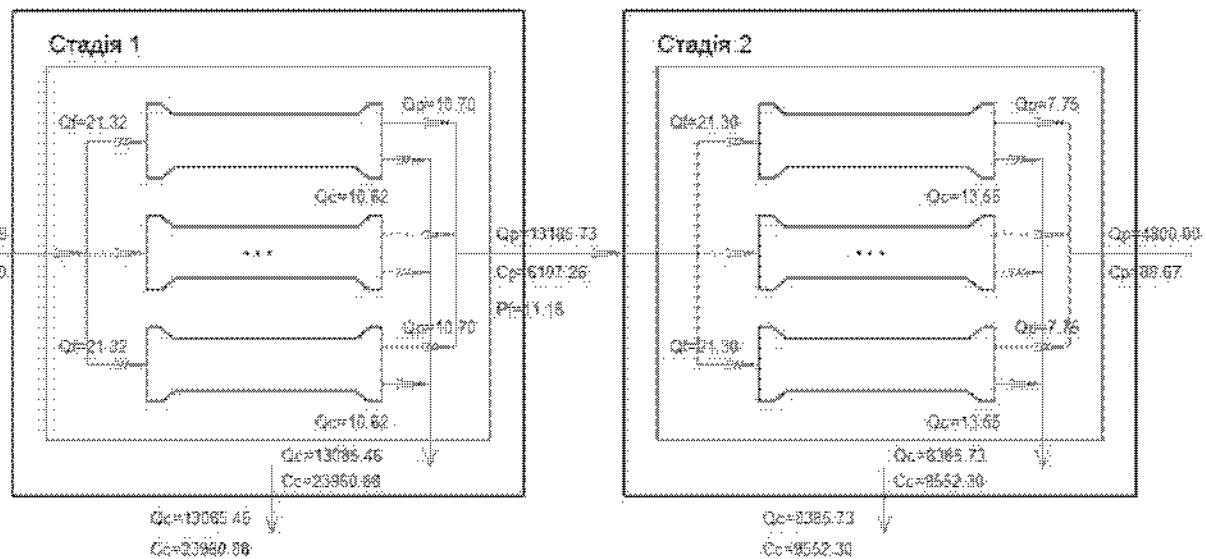


Рис. 9. Оптимальна структура двохстадійної системи продуктивністю 200 м<sup>3</sup>/год при концентраціях вхідного потоку 15 г/дм<sup>3</sup> та пермеату 0,0887 г/дм<sup>3</sup>.

\* На цьому та наступних рисунках значення витрат надані в м<sup>3</sup>/добу, а значення концентрацій – в мг/дм<sup>3</sup>.

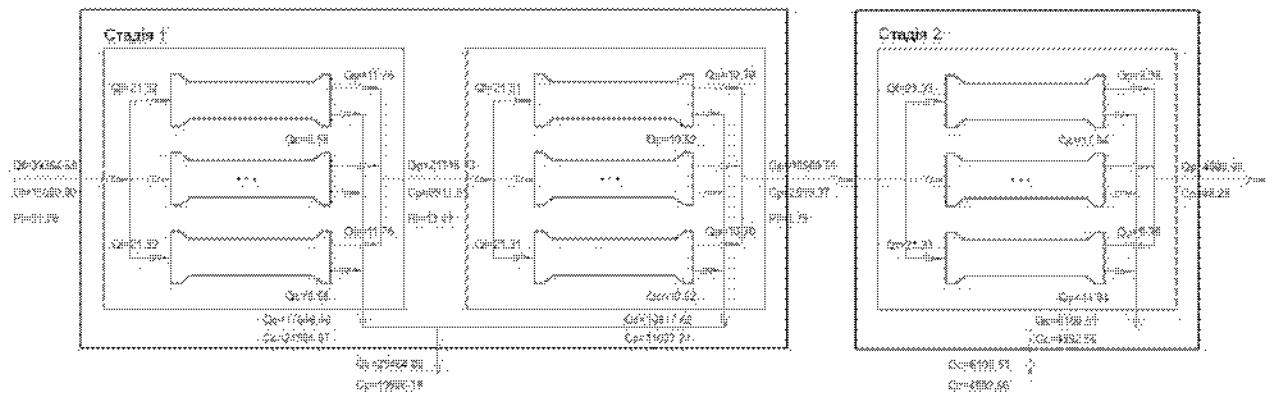


Рис. 10. Оптимальна структура двохстадійної системи продуктивністю 200 м<sup>3</sup>/год при концентраціях вхідного потоку 15 г/дм<sup>3</sup> та пермеату 0,0483 г/дм<sup>3</sup>.

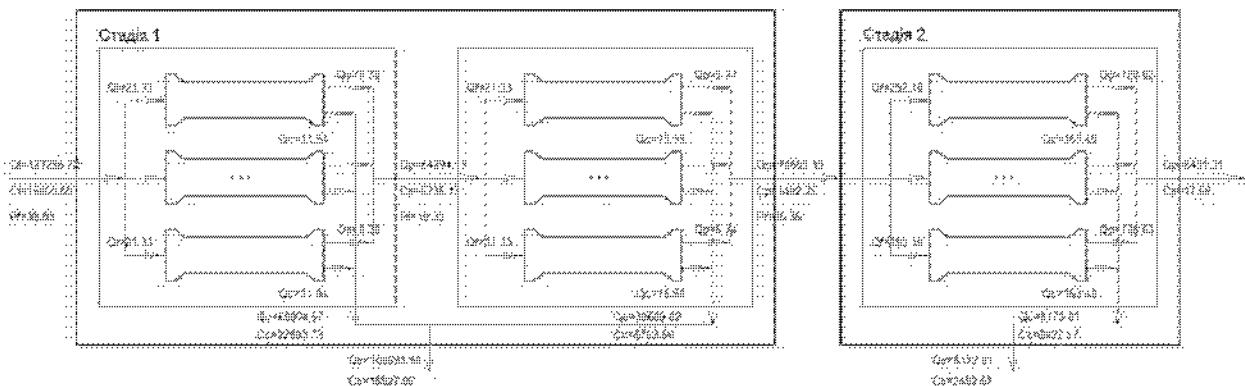


Рис. 11. Оптимальна структура двохстадійної системи продуктивністю 200 м<sup>3</sup>/год при концентраціях вхідного потоку 15 г/дм<sup>3</sup> та пермеату 0,0177 г/дм<sup>3</sup>.

Таблиця 4. Результати оптимізації системи демінералізації морської води із солевмістом 25 г/дм<sup>3</sup> продуктивністю 200 м<sup>3</sup>/год

Вariant системи	Стадія 1					Стадія 2					Прибуток виграти, \$/год
	Витрати вхідної води, Q <sub>1</sub> , м <sup>3</sup> /год	Витрати концентрату, Q <sub>c</sub> , м <sup>3</sup> /год	ЗСВ концентрату, C <sub>p</sub> , г/дм <sup>3</sup>	Витрати пермеату, Q <sub>p</sub> , м <sup>3</sup> /год	ЗСВ пермеату, C <sub>p</sub> , г/дм <sup>3</sup>	Витрати концентрату, Q <sub>c</sub> , м <sup>3</sup> /год	ЗСВ концентрату, C <sub>p</sub> , г/дм <sup>3</sup>	Витрати пермеату, Q <sub>p</sub> , м <sup>3</sup> /год	ЗСВ концентрату, C <sub>p</sub> , г/дм <sup>3</sup>	Витрати за пермеатом, %	
A	513,3	192,7	65,65	320,7	0,58	120,4	17,96	1,51	39,02	\$ 0,548	
Б	2042,4	1298,9	34,91	743,5	7,69	543,5	93,45	10,48	9,79	\$ 0,092	
Б'	3712,9	3211,6	28,48	501,3	2,68	6733,2	45,89	4,74	5,95	\$ 0,131	
В	2685,0	2322,4	28,48	362,5	2,68	162,5	46,34	5,91	7,45	\$ 0,114	

Таблиця 5. Результати оптимізації системи демінералізації морської води із юлемістом 36 г/дм<sup>3</sup> продуктивністю 200 м<sup>3</sup>/год

Варіант системи	Стадія 1				Стадія 2				Прибуток від притримки, \$/М3	
	Витрати входної води, Q <sub>1</sub> , м <sup>3</sup> /год	Витрати концентрату, Q <sub>2</sub> , м <sup>3</sup> /год	ЗСВ концентрату, C <sub>p</sub> , г/дм <sup>3</sup>	Витрати пермеату, Q <sub>p</sub> , м <sup>3</sup> /год	ЗСВ пермеату, C <sub>p</sub> , г/дм <sup>3</sup>	Витрати концентрату, Q <sub>2</sub> , м <sup>3</sup> /год	ЗСВ концентрату, C <sub>p</sub> , г/дм <sup>3</sup>	Витрати концентрату, Q <sub>2</sub> , м <sup>3</sup> /год		
A	540,7	202,9	94,54	337,8	0,83	137,8	22,47	2,00	36,99	\$ 1,082
Б	3449,8	74687	39,59	337,8	2,91	137,8	78,83	7,02	5,8	\$ 0,255
Б	5043,6	4549,7	39,59	493,9	2,91	276,4	49,95	5,16	4,31	\$ 0,342
В	2751,1	2372,7	41,02	371,4	3,85	139,4	89,02	10,12	8,43	\$ 0,160
В	3364,0	2909,8	41,02	454,2	3,85	254,2	49,37	6,84	5,95	\$ 0,236
В	1908,3	1395,0	45,77	515,3	9,46	313,0	5,11	15,51	10,5	\$ 0,278

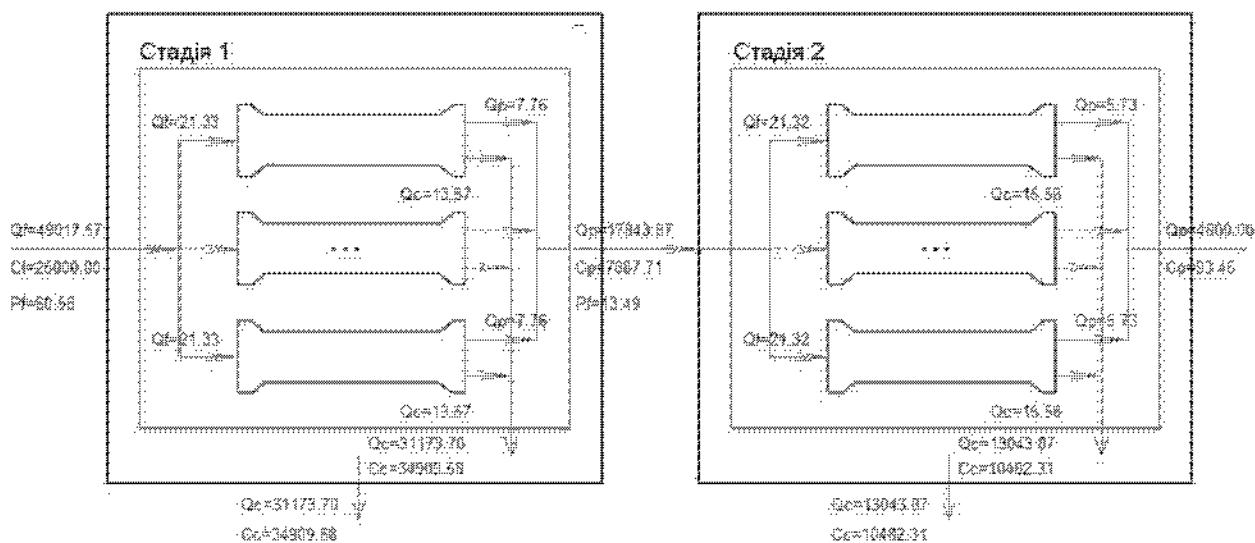


Рис. 12. Оптимальна структура двохстадійної системи продуктивністю 200 м<sup>3</sup>/год при концентраціях входного потоку 25 г/дм<sup>3</sup> та пермеату 0,0934 г/дм<sup>3</sup>.

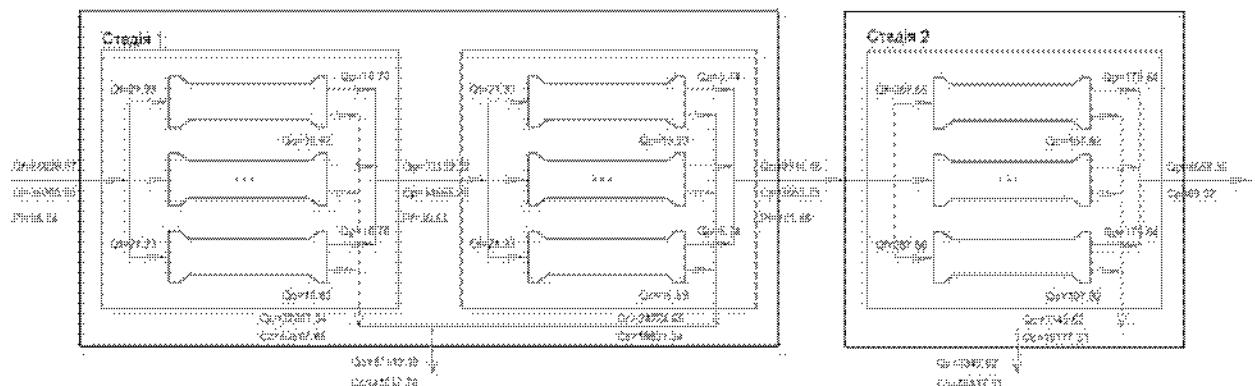


Рис. 13. Оптимальна структура двохстадійної системи продуктивністю 200 м<sup>3</sup>/год при концентраціях входного потоку 36 г/дм<sup>3</sup> та пермеату 0,089 г/дм<sup>3</sup>.

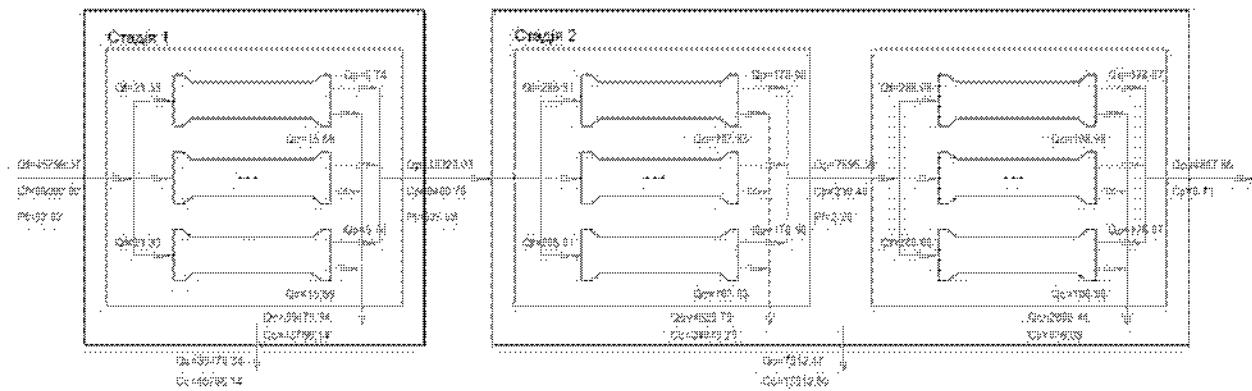


Рис. 14. Оптимальна структура двохстадійної системи продуктивністю  $200 \text{ м}^3/\text{год}$  при концентраціях вхідного потоку  $36 \text{ г}/\text{dm}^3$  та пермеату  $0,0051 \text{ г}/\text{dm}^3$ .

Таким чином, для кожного значення солевмісту вихідної води може бути знайдена оптимальна конфігурація схеми:

- \* для  $15 \text{ г}/\text{dm}^3$  та  $25 \text{ г}/\text{dm}^3$  – двостадійна схема із застосуванням елементів NF270 та XLE відповідно;
- \* для  $36 \text{ г}/\text{dm}^3$  – двостадійна схема із застосуванням елементів NF270 та BW30LE.

Одержані результати демонструють доцільність застосування нанофільтраційних мембраних елементів з метою часткового знесоленні води на першій стадії для води будь-якого солевмісту. В той же час, для досягнення високої якості кінцевого пермеату на другій стадії необхідне застосування елементів більш високої щільності. Запропонований підхід може розглядатися як альтернатива традиційним технологіям, що застосовують мембрани елементи високої щільності і, відповідно, потребують більш високого тиску та енерговитрат.

### Висновки

В роботі розглянуто питання моделювання та оптимізації двохстадійної системи мембраний демінералізації морської води. Для структурної оптимізації системи запропоновано модифікацію генетичного алгоритму, який передбачає уточнення оптимуму методом градієнтного пошуку. Розраховано оптимальні двохстадійні схеми демінералізації морської води із різним загальним солевмістом ( $15$ ,  $25$  та  $36 \text{ г}/\text{dm}^3$ ) на базі трьох типів мембраних елементів *Filmtec*.

Аналіз отриманих результатів оптимізації дозволив виявити економічну доцільність застосування двохстадійної архітектури процесу розділення. Показано, що у більшості випадків найбільш дешевими є схеми, де на 1-й стадії використовуються мембрани типу NF270, а на 2-й – типу XLE. В той же час, схеми побудовані на мембронах типів NF270 та BW30LE (відповідно, на 1-й та 2-й стадіях), дозволяють отримати на виході воду нижчого солевмісту (з концентраціями  $0,005$  –  $0,045 \text{ г}/\text{dm}^3$ ) при збільшенні собівартості на  $24$  –  $74\%$ .

У подальшому планується за рахунок створення бази властивостей більшої кількості мембраних елементів та вдосконалення системи обмежень у постановці задачі оптимізації розробити алгоритм, який дозволить розраховувати оптимальну структуру системи з автоматичним вибором найбільш придатних типів мембраних елементів.

## СТРУКТУРНАЯ ОПТИМИЗАЦИЯ ДВУСТАДИЙНОЙ МЕМБРАННОЙ СИСТЕМЫ ДЕМИНЕРАЛИЗАЦИИ ВОДЫ

**С. С. Шоботов, А. А. Квитка, З. В. Малецкий**

Национальный технический университет Украины "КПИ", г. Киев

e-mail: mail@zahar.info

В статье рассматриваются вопросы оптимизации промышленных систем десалиназации морской воды с применением мембранных технологий. С использованием существующей математической модели мембранного разделения и современных методов оптимизации, выполнен поиск оптимальной структуры и рабочих параметров двухстадийной системы при разных условиях функционирования. Анализ полученных результатов оптимизации позволил выявить экономическую целесообразность применения двухстадийной архитектуры процесса мембранный десалиназации морской воды разного солесодержания.

**Ключевые слова:** мембранные технологии, структурная оптимизация, приведенные затраты, моделирование мембранных процессов.

## OPTIMIZATION OF THE DOUBLE-STAGED SEAWATER MEMBRANE DESALINATION SYSTEM STRUCTURE

S. Shobotov, O. Kvitska, Z. Maletskyi

National technical university of Ukraine "KPI", Kiev

e-mail: mail@zahar.info

*Optimization of industrial membrane seawater demineralization process is discussed in the paper. Applying mathematical model of membrane separation and modern optimization methods optimal structure and working parameters of the double-staged membrane system have been found. Analysis of the optimization results allowed revealing economical appropriateness of the double-stage architecture application for membrane demineralization of seawater with different total dissolved solids level.*

**Keywords:** membrane technologies, structure optimization, related costs, modeling membrane processes.

### Список літератури:

1. Service R. F. Desalination freshens up / R. F. Service // Science. – 2006. – Vol. 313. – P. 1088 – 1090.
2. Gleick P. H. Water Resources in Encyclopedia of Climate and Weather. Vol. 2, University Press, New York, 1996, p. 817-823.
3. Lauren F. Greenlee et al. Reverse osmosis desalination: Water sources, technology, and today's challenges / F. Lauren // Water Research. – 2009. – Vol. 43. – P. 2317 – 2348.
4. Фендрі Ф., Митченко Т. Є., Малецький З. В. Сниження енергоефективності мембраних технологій десалінації морської води / тези доповідей Міжнар. наук.-техн. конф. «Сучасні проблеми напо-, енерго- та ресурсозберігаючих і екологічно орієнтованих технологій» (27-28 травня 2010 р.). – Харків: НТУ «ХПІ», 2010. – С. 232 – 234.
5. FILMTEC Reverse osmosis membranes // Technical Manual / Dow Liquid Separations. – USA, 2004. – 179 с. – С. 91-95.
6. Шоботов С. С. Математическое моделирование процесса обратно-осмотической десалиназации воды. / С. С. Шоботов, А. А. Квітка, Фредж Фендрі // Восточно-европейский журнал передовых технологий. – К., 2010 – 2/10 (44). – С. 55–58.