

В. П. Кравченко, С. В. Сурков, Хуссам Ганем

Одеський національний політехнічний університет, просп. Шевченка, 1, Одеса, 65044, Україна

Використання технологій опріснення морської води для попереднього упарювання рідких радіоактивних відходів

Ключові слова:

рідкі радіоактивні відходи, очищення промислових відходів, трапні води, технології опріснення морської води, механічне стискання пари.

Запропоновано використання відпрацьованих технологій опріснення морської води для попереднього випарювання рідких радіоактивних відходів. Для докладного аналізу обрано технологію опріснення з механічним стисканням пари. Ця технологія відрізняється високою ефективністю, простотою і не веде до утворення вторинних радіоактивних відходів. Виконано математичне моделювання процесу з механічним стисканням пари. Проведено оптимізацію експлуатаційних параметрів з метою зниження вартості 1 м^3 води, що випаровується. Розраховано оптимальні значення солемісту киплячого розсолу і кратності споживання початкової води в широкому діапазоні значень солемісту початкової (живильної) води.

Вступ

У зв'язку з посиленням законодавчих вимог щодо охорони навколишнього середовища та діючих нормативів вартість очищення та захоронення 1 м^3 радіоактивних відходів постійно зростає [1] (із 35 доларів у 1965 р. і 140 доларів у 1978 р. до 5 800 доларів у 1985 р.). Тенденція до зростання ціни переробки та захоронення радіоактивних відходів зберігається і сьогодні. Тому скорочення цих витрат є актуальним завданням.

Рідкі радіоактивні відходи (РРВ) зазвичай є водно-сольовими розчинами з концентрацією 0,01–40 г/л і різним вмістом радіонуклідів, що перебувають у нелеткій формі. Упарювання РРВ зводиться до виділення з них чистої води з практично нульовим вмістом радіоактивних речовин, яку можна використовувати в технологічному процесі або скидати в навколишнє середовище без шкоди для нього. Розсіл, що отримується під час упарювання РРВ, далі спрямовується на оскловування [2].

Метою кондиціювання є зменшення обсягу РРВ, що зберігаються, віднесеного до обсягу дистилату, що одержується. Таким чином, мета кондиціювання

РРВ співпадає з метою опріснення морської води — отримання максимального обсягу дистилату, з тією лише різницею, що отримана в цьому випадку прісна вода не призначена для пиття та побутових потреб. Тож не дивно, що технології, які використовуються для попереднього випарювання РРВ, запозичені з галузі очищення й опріснення морської води.

Аналіз наявних технологій опріснення

Технології опріснення розробляються й удосконалюються протягом останніх десятиліть у зв'язку з активним освоєнням пустельних і безводних територій. Яскравим прикладом є країни Аравійського півострова, де практично вся прісна вода добувається через опріснення морської води на гігантських опріснювальних заводах, розташованих на всьому узбережжі півострова.

Сучасні технології опріснення оптимізовані для зниження собівартості 1 м^3 дистилату. Якщо в разі найпростішого процесу «випарювання — конденсація», який не передбачає енергозбереження, собівартість 1 м^3 опріснення води становить 26 доларів (при ціні електроенергії 0,04 долара за

© В. П. Кравченко, С. В. Сурков, Хуссам Ганем, 2020

1 кВт · год), то за сучасних технологій вона становить менше 1 долара за 1 м³ і сильно залежить від вмісту солі вихідної (живильної) води.

Основні групи технологій опріснення морської води, що конкурують між собою, — термічні та мембранні. Розглянемо ці технології з точки зору застосовності їх для очищення РРВ.

«Вузким місцем» мембранних технологій є необхідність періодичного промивання мембран від радіоактивних відкладень. При цьому утворюються вторинні радіоактивні відходи, які знову потрібно переробляти. Широко використовуються мембрани зворотного осмосу, які забезпечують ступінь очищення близько 102, хоча перспективна технологія первапорації в експериментах показала коефіцієнт очищення 104 [3]. Під коефіцієнтом очищення мається на увазі відношення концентрації солей у початковому розчині до концентрації солей у продукті очищення.

Технології термічного опріснення (дистиляції) знижують уміст радіонуклідів у 10⁴–10⁶ разів. Таким чином, вода, що видаляється з розчину, практично нешкідлива для навколишнього середовища [2]. Оскільки в процесі кондиціювання концентрація солей у РРВ підвищується до 200–475 г/л, це ускладнює організацію безперервного процесу опріснення через можливість відкладення солей на стінках апарата, зокрема на поверхнях теплообміну.

Отже, зважаючи на зіставлення коефіцієнтів очищення, більш перспективним представляється використання термічного опріснення (дистиляції).

Для зниження енергоспоживання використовують технології стискання (рекомпресії) пари. Основна ідея полягає в тому, щоб змусити вторинну пару конденсуватися за більш високої температури, ніж температура випаровування. Це досягається підвищенням тиску конденсації. Рекомпресія пари буває механічною (за допомогою компресора) та термічною (за допомогою пароструминного ежектора). Термічна компресія може конкурувати з механічною за умови наявності джерела дешевої пари, наприклад, на електростанції.

Технологія опріснення з механічним стисканням пари

Основну увагу в цій статті приділено технології механічного стискання пари (МСП). За подібної собівартості технологія МСП забезпечує значно кращу якість води. Крім того, установки МСП простіші в експлуатації й не потребують регулярного технічного обслуговування з боку фірми-виробника мембран.

Схему опріснювальної установки з МСП наведено на рис. 1. Найбільший та найскладніший вузол такої установки — випарник-конденсатор, який в англійській літературі називається «hidden heat exchanger».

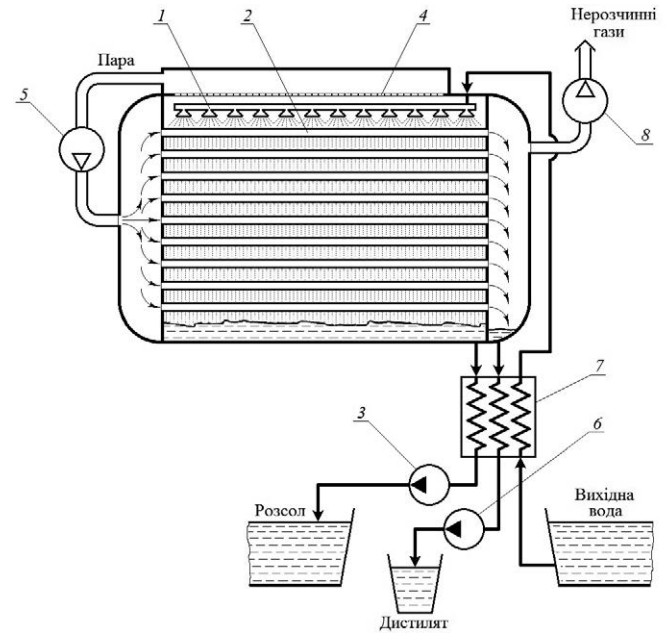


Рис. 1. Схема опріснювальної установки з МСП

Солона вода розбризкується через форсунки (1), потрапляючи на зовнішню поверхню нагрітих труб випарника-конденсатора (2). Там вода випаровується в тонких плівках. Розсіл стікає вниз і відкачується насосом (3), а пара через тумановловлювач (дефлегматор) (4) надходить у компресор (5). Стиснена та нагріта пара надходить у труби (2), де вона охолоджується й конденсується. Конденсат відкачується насосом (6). Гарячий конденсат і гарячий розсіл у теплообміннику (7) віддають тепло живильній воді. Вакуум-насос (8) підтримує всередині випарника-конденсатора вакуум, що забезпечує кипіння солоної води за заданої температури (зазвичай не вище 70 °С).

На рис. 2 схематично показано T-s-діаграму процесу опріснення з МСП.

На діаграмі відображено такі процеси: 1–2 — попереднє нагрівання живильної води; 2–3 — кипіння води у випарнику; 3–4 — адіабатне стискання водяної пари в компресорі; 4–5 — охолодження пари; 5–6 — конденсація пари з утворенням дистиляту; 6–7 — охолодження дистиляту; 2–6–5–3 — лінія насичення.

Стрілки на рис. 2 показують передавання тепла, що виділяється під час конденсації дистиляту, до киплячого розсолу. Саме ця особливість дає змогу стверджувати,

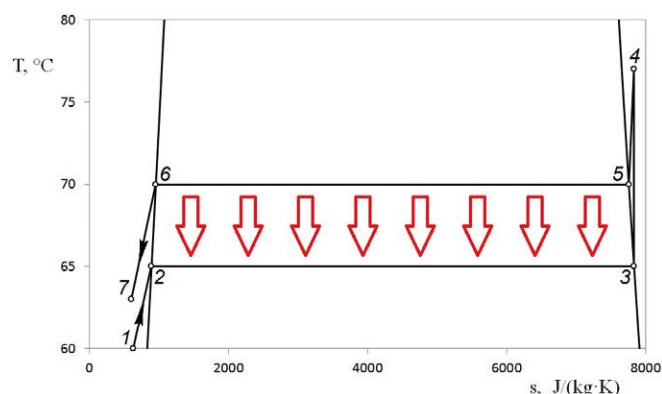


Рис. 2. T-s-діаграма процесу з МСП

що в такому процесі реалізується принцип теплового насоса: низькопотенційна енергія потоків, що виходять, трансформується в високопотенційну енергію під час стискання пари, а потім передається киплячому розсолу. Повторне використання енергії конденсації знижує витрати енергії на виробництво дистилату в десятки разів, оскільки вся споживана електроенергія витрачається тільки на роботу компресора.

Під час розробки математичної моделі необхідно враховувати, що розглянутий цикл є незамкненим.

Математичне моделювання установки з механічним стисканням пари

Математична модель опріснювальної установки з МСП розроблена в [3, 4] і заснована на рівняннях збереження маси й енергії. Однак наведена там система рівнянь є перевизначеною, у результаті чого ітераційний процес розрахунків не приводить до вирішення. Кількість теплоти, що відводиться в конденсаторі, завжди більша кількості теплоти, необхідної для випаровування початкового розчину. Надмірна кількість теплоти витрачається на попередній підігрів і частково відводиться в навколишнє середовище [5, 6].

У виконаних раніше розрахунках [3–5] приймалося тільки одне значення масового вмісту солі початкової води — 4,2 %, що відповідає умовам Червоного моря.

Математичну модель, розроблену в [5, 6], можна застосувати й для випадку упарювання РРВ. У зв'язку з відсутністю довідкових даних щодо фізичних властивостей РРВ, у наближеному розрахунку використовуються фізичні властивості морської води з відповідним солемістом.

У цій статті з використанням розробленої раніше математичної моделі визначено оптимальні режими роботи опріснювальних установок з МСП за різної со-

лоності початкової води. Це дало змогу, зокрема, оцінити вартість упарювання РРВ за різного солемісту.

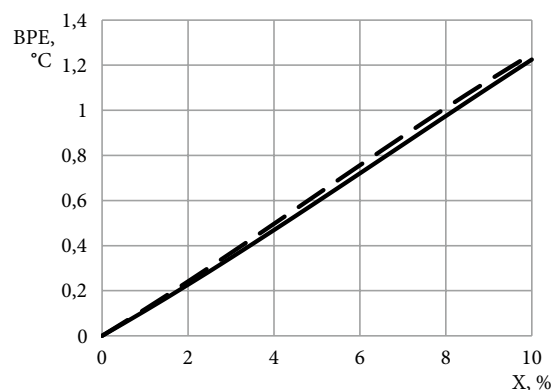
Вплив солоності початкової води на роботу опріснювальної установки визначається параметром ВРЕ (boiling point elevation) — підвищенням температури кипіння солоної води порівняно з прісною. Цю величину можна розрахувати за допомогою системи рівнянь, наведеної в [4] і переписаної з урахуванням правил обчислення поліномів:

$$\begin{aligned} A &= (4,02 \cdot 10^{-6} T + 1,883 \cdot 10^{-4}) T + 8,25431 \cdot 10^{-2}; \\ B &= (-5,2 \cdot 10^{-7} T + 9,02 \cdot 10^{-5}) T - 7,625 \cdot 10^{-4}; \\ C &= (-3 \cdot 10^{-8} T - 3 \cdot 10^{-6}) T + 1,522 \cdot 10^{-4}; \\ BPE &= ((CX + B)X + A) X, \end{aligned} \quad (1)$$

де ВРЕ — підвищення температури кипіння, °C; T — температура кипіння, °C; X — масовий солеміст, %.

Ці рівняння справедливі за низьких концентрацій солі аж до 120 г/л (12 %), що дає змогу розраховувати властивості води для більшості водойм Світового океану. Однак у разі упарювання РРВ солеміст може змінюватись у ширшому діапазоні.

На рис. 3 наведено графіки залежності параметра ВРЕ від вмісту солі за постійних температур розсолу. З рисунка видно, що підвищення точки кипіння майже лінійно збільшується зі збільшенням вмісту солі.

Рис. 3. Залежність параметра ВРЕ від вмісту солі за постійних температур розсолу $T = 60$ °C («—») і $T = 70$ °C («---»)

Аналіз впливу різних експлуатаційних параметрів показав, що на собівартість води впливає не безпосередньо солеміст живильної води X_f , а вміст солі киплячого розчину у випарнику X_b . Оскільки частина живильної води випаровується, концентрація X_b завжди більша, ніж X_f . У процесі роботи опріснювальної установки концентрація X_b визначається витратою

живильної води M_f . Зв'язок між цими параметрами впливає з рівнянь збереження маси води і солі:

$$\frac{M_f}{M_d} = \frac{X_b}{X_b - X_f}, \quad (2)$$

де M_f — масова витрата живильної води, кг/с; M_d — масова витрата дистилату, що виробляється, кг/с.

Відношення M_f/M_d можна назвати кратністю споживання води. Це маса живильної води, необхідна для отримання 1 кг дистилату.

На рис. 4 показано значення відношення M_f/M_d , що забезпечує задану концентрацію розсолу у разі солевмісту початкової води 1,8 %.

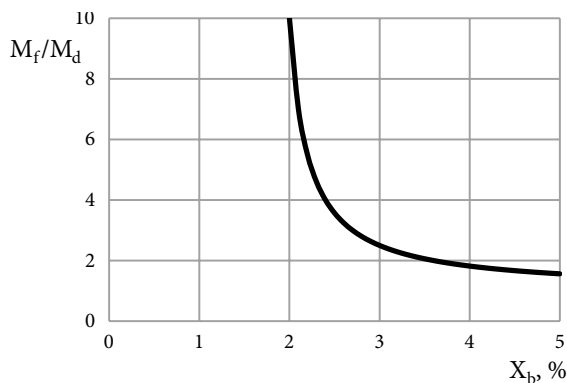


Рис. 4. Залежність кратності споживання води M_f/M_d від вмісту солі киплячого розсолу X_b за солевмісту початкової води $X_f = 1,8\%$

Під час вибору режимів роботи опріснювача необхідно мінімізувати відкладення накипу на стінках випарника. Як відомо, за температури кипіння розсолу до $75\text{ }^\circ\text{C}$ переважає відкладення карбонату кальцію, від $75\text{ }^\circ\text{C}$ приблизно до $110\text{ }^\circ\text{C}$ — гідроксиду магнію, а понад $110\text{ }^\circ\text{C}$ — відкладення сульфатного накипу [7]. У більшості суднових опріснювальних установок рекомендується підтримувати температуру кипіння не вище $70\text{ }^\circ\text{C}$ створенням в установці відповідного вакууму [7]. Із цими рекомендаціями узгоджуються дані роботи [4], де в розрахункових прикладах, орієнтованих на практичне застосування, приймається температура киплячого розсолу $60\text{ }^\circ\text{C}$, а вміст солі 7 %.

Оптимізація конструктивних та експлуатаційних параметрів

Методику розрахунку приведених річних витрат на виробництво опрісненої води наведено в [5]. Згідно з прийнятими припущеннями вся вода, що надходить, нагрівається до температури киплячого роз-

солу у випарнику T_b . Після випаровування частини води розсіл, що відходить, повинен віддати теплоту живильній воді. Тому збільшення витрати живильної води M_f вимагає значного збільшення площі попередніх теплообмінників.

Методика враховує всі капітальні та експлуатаційні витрати, за винятком витрат на персонал, які визначаються не технічними параметрами установки, а розмірами підприємства, законодавством конкретної країни тощо.

Як цільову функцію оптимізації, за аналогією до більшості публікацій за темою (наприклад, у [8]), було обрано собівартість 1 м^3 опріснення води. Перерахунок річних витрат до собівартості 1 м^3 води проводився за умови, що опріснювальна установка працює 22 год на добу і 360 діб на рік. Розглядався вплив на цільову функцію питомої площі випарника-конденсатора і солевмісту киплячого розчину. За кожним із цих параметрів виконувалася одномірна оптимізація.

Одним з найважливіших конструктивних параметрів, що впливають на вартість води, є площа поверхні теплообміну випарника-конденсатора (hidden heat exchanger), віднесена до продуктивності апарата 1 кг/с. Задавши цей параметр, можна однозначно визначити необхідну потужність компресора, площі допоміжних теплообмінників і споживану електричну потужність, а отже, капітальні та експлуатаційні витрати.

На рис. 5 як приклад показано залежності капітальних, експлуатаційних і приведених витрат на виробництво 1 м^3 дистилату від питомої площі теплообміну у випарнику-конденсатора A_e , розраховані за солевмісту початкової води $X_f = 1,8\%$ (Чорне море) і солевмісту киплячого розсолу $X_b = 2,7\%$.

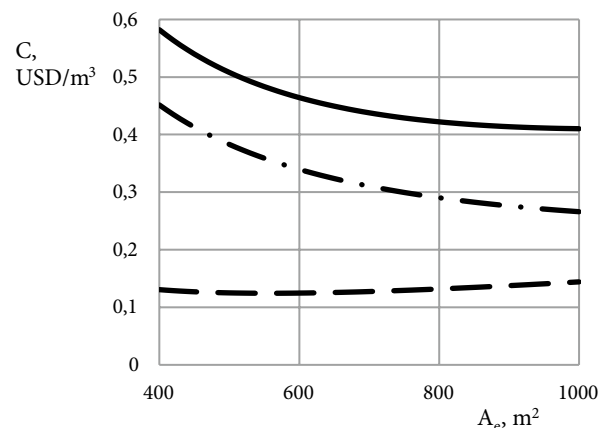


Рис. 5. Залежність складових вартостей 1 м^3 дистилату від питомої площі теплообміну у випарнику-конденсаторі: «—» — приведені витрати; «— · —» — капітальні витрати; «— · — · —» — експлуатаційні витрати

З рис. 5 видно, що зі збільшенням площі поверхні теплообміну випарника-конденсатора зростають капітальні витрати через збільшення вартості теплообмінника. Але при цьому зменшуються експлуатаційні витрати завдяки зниженню споживання електроенергії.

У досліджуваному діапазоні крива приведених витрат не має явного мінімуму. Однак питомі площі поверхні випарника-конденсатора понад 1 000 м² визнані нереальними, оскільки це призводить до збільшення вартості перевезення і монтажу обладнання, не врахованих безпосередньо в цій моделі.

На рис. 6 показано залежності приведених витрат від відносної площі теплообмінника при $X_f = 1,8\%$ і за різних значень X_b .

З рис. 6 видно, що приведені витрати мінімальні, коли X_b становить близько 3%. Подальші розрахунки виконувалися для постійної поверхні теплообміну випарника-конденсатора $A_e = 1000$ м² за різного солемісту початкової води. Результати розрахунків представлено на рис. 7. Найменша вартість (крива 1) відповідає воді Чорного моря.

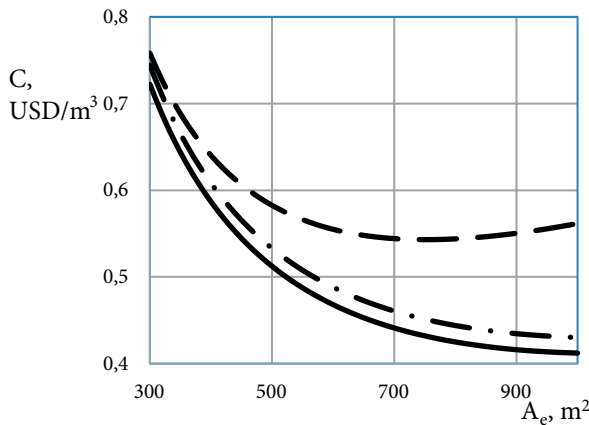


Рис. 6. Залежність приведеної вартості 1 м³ опрісненої води при $X_f = 1,8\%$ і за різних значень вмісту солі киплячого розсолу: «— — —» — $X_b = 2\%$; «——» — $X_b = 3\%$; «- · - · -» — $X_b = 4\%$.

На підставі рис. 7 можна зробити висновок, що кожному значенню солоності початкової води X_f відповідає деяке оптимальне значення солоності киплячого розсолу X_b . Розрахована вартість опріснення води за оптимальних значень X_b змінюється в діапазоні від 0,41 USD/m³ (Чорне море) до 0,63 USD/m³ (РПВ при 10% початкового солемісту).

На рис. 8 оптимальні розрахункові значення солемісту киплячого розсолу представлені як функція солемісту живильної води.

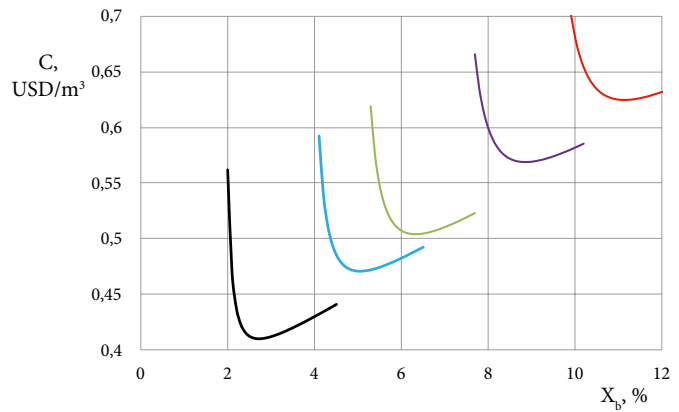


Рис. 7. Залежність вартості опріснення води C від солемісту киплячого розсолу за різного солемісту початкової води: 1 — $X_f = 1,8\%$; 2 — $X_f = 3,7\%$; 3 — $X_f = 4,8\%$; 4 — $X_f = 7\%$; 5 — $X_f = 9\%$

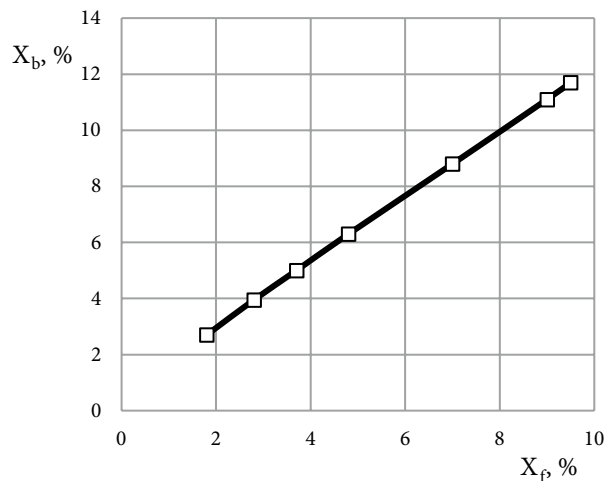


Рис. 8. Оптимальні значення солемісту розсолу X_b для різних значень початкового солемісту X_f

Дані на рис. 8 можна апроксимувати лінійною залежністю

$$X_b = 0,006785 + 1,1606 X_f. \quad (3)$$

На рис. 9 показано залежність вартості опріснення води від умісту солі в живильній воді. Екстраполяція розрахункових даних дає змогу очікувати, що аж до $X_f = 20\%$ очікувана вартість 1 м³ випарованої води не перевищить 1 USD/m³.

Оптимальний солеміст розсолу підтримується шляхом регулювання витрати живильної води. Із формул (2) і (3) отримуємо залежність для оптимальної кратності споживання води

$$\frac{M_f}{M_d} = \frac{1 + 173,05 X_f}{1 + 23,67 X_f}, \quad (4)$$

**Результати розрахунку вартості упарювання вихідних трапних вод
із концентрацією солей 10 % до солевмісту 20 %**

№ стадії	Вихідна кількість, м ³	Солевміст, %	Кількість дистилляту, м ³	Кількість розсолу, м ³	Витрати, USD	Питомі витрати, USD/м ³
1	5,43	10	1	4,43	0,63	0,63
2	4,43	15,1	0,775	3,655	0,558	0,72
3	3,655	18,8	0,634	3,021	0,507	0,8
4	3,021	19,7	0,488	2,532	0,439	0,9
Разом			2,897	2,532	2,134	0,843

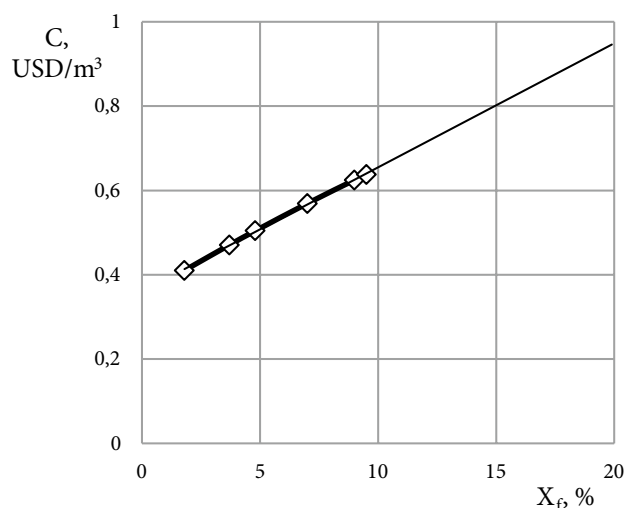


Рис. 9. Залежність вартості опріснення 1 м³ води, що досягається за оптимального солевмісту X_b , від вмісту солі живильної води X_f

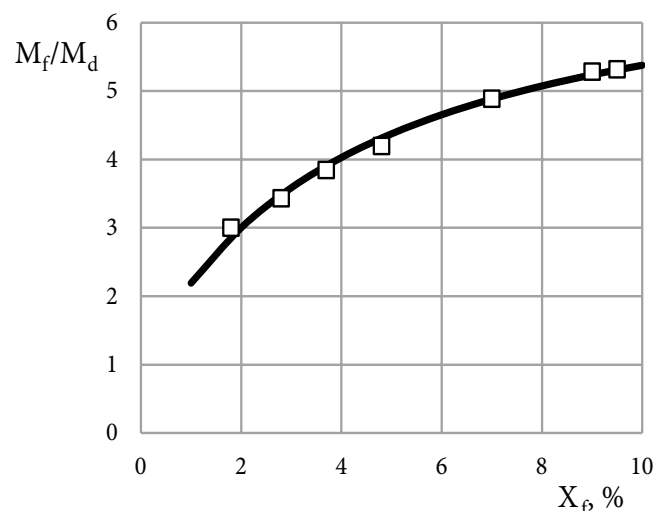


Рис. 10. Оптимальні значення кратності споживання води як функція від початкового солевмісту X_f ; точки — на підставі рис. 7; розрахунок — за формулою (4)

Кратність споживання води M_f/M_d , розрахована за формулою (4), показана на рис. 10.

Наведені дані дають змогу розрахувати питому вартість упарювання РРВ. Якщо прийняти початковий вміст солі трапних вод 10 %, то згідно з формулою (4) отримуємо об'ємну витрату трапної води 5,43 м³ для отримання 1 м³ дистилляту. При цьому отримуємо 5,43 – 1 = 4,43 м³ розсолу з масовою концентрацією 12,5 %. Вартість дистилляту при цьому становить 0,63 USD/м³. Визначимо кінцеву вартість 1 м³ РРВ з концентрацією солей 20 %. Розрахунок зведемо в табл. 1. Із наведених даних випливає, що питома ціна упарювання РРВ до концентрації 19,7 % за розглянутою технологією становить 2,134 / 2,532 = 0,843 USD/м³.

Висновки

Запропоновано використовувати для упарювання РРВ сучасні відомі технології опріснення

морської води. Докладно розглянуто технологію з МСП, що поєднує простоту та низькі енерговитрати. Розроблено вдосконалену математичну модель одноступеневої опріснювальної установки з МСП, що дало змогу оцінити вплив різних конструктивних і експлуатаційних параметрів на вартість 1 м³ опрісненої води.

Установлено, що істотний вплив на собівартість має солевміст киплячого розсолу, який визначається солевмістом вихідної води і кратністю її споживання. При цьому кожному значенню солоності вихідної води відповідає своє оптимальне значення солоності киплячого розсолу. Отримано апроксимуючі залежності для оптимального вмісту солі киплячого розсолу й оптимальної кратності споживання води.

Отримані залежності дозволяють оцінити собівартість 1 м³ виділеного дистилляту при вихідному масовому солевмісті РРВ до 10 %.

Список використаної літератури

1. Забулонов Ю. Л. Нові підходи до очищення рідких радіоактивних відходів / Ю. Л. Забулонов, Ю. В. Литвиненко, В. М. Кадошніков [та ін.] // Наука та інновації. — 2015. — № 11(3). — С. 53–67. DOI: 10.15407/scin11.03.053.
2. Никифоров А. С. Обезвреживание жидких радиоактивных отходов / А. С. Никифоров, В. В. Куличенко, М. И. Жихарев. — Москва : Энергоатомиздат, 1985. — 184 с.
3. Al-Juwayhel F. Analysis of single-effect evaporator desalination systems combined with vapor compression heat pumps / F. Al-Juwayhel, H. El-Dessouky, H. Ettouney // Desalination. — 1997. — Vol. 114. — P. 253–275. DOI: 10.1016/S0011-9164(98)00017-4.
4. El-Dessouky H. T. Fundamentals of sea water desalination / H. T. El-Dessouky, H. M. Ettouney. — Amsterdam : Elsevier, 2002. — 670 p.
5. Kravchenko V. P. Modelling and optimization of seawater desalination process using mechanical vapor compression / V. P. Kravchenko, S. V. Surkov, Hussam Ghanem // Odes'kyi Politechnichnyi Universytet. Pratsi. — 2016. — Vol. 2 (49). — P. 47–55. DOI: 10.15276/opu.2.49.2016.08.
6. Surkov S. V. Optimal operational regimes of sea water desalination plants with mechanical vapor compression / S. V. Surkov, Hussam Ghanem // Odes'kyi Politechnichnyi Universytet, Pratsi. — 2017. — Vol. 2 (52). — P. 54–58. DOI: 10.15276/opu.2.52.2017.08.
7. Коваленко В. Ф. Судовые водоопреснительные установки / В. Ф. Коваленко, Г. Я. Лукин. — Ленинград : Судостроение, 1970. — 304 с.
8. Lara J. R. Advanced Mechanical Vapor-Compression Desalination System. / J. R. Lara, O. Osunsan, M. T. Holtzaple // Desalination, Trends and Technologies / M. Schorr (ed.). — Rijeka : InTech, 2011. — P. 129–148.

urgent task. In the article, an attention is paid to the fact that similar technical and economic problems are solved with the desalination of seawater. It is proposed to use well-developed seawater desalination technologies for preliminary evaporation of LRW. For a detailed analysis, desalination technology with mechanical vapor compression (MVC) was selected. This technology is energy-saving because it implements the heat pump principle. MVC technology is highly efficient, simple, and does not lead to the generation of secondary radioactive waste. A mathematical model of a single-stage desalination plant with MVC has been developed, taking into account that the thermodynamic cycle of this process is open. Since there are no data on the physical properties of LRW in the literature, the properties of sea water were used. The design and operational parameters were optimized in order to reduce the cost of 1 m³ of evaporated water. It has been established that the main design parameters affecting the cost of evaporated water are the degree of vapor compression in the compressor and the heat exchange surface area of the evaporator-condenser. The influence of these parameters on capital and operating costs is shown. The optimal combinations of these parameters are determined. To ensure the optimal operating mode of the installation, it is necessary to maintain the optimum salt content of boiling brine, which is determined by the rate of consumption of the source water. The optimal values of these parameters are calculated in a wide range of salt content of the source water. It is shown that, at low salinity of the initial LRW, evaporation is advisable to be carried out in a multi-stage installation. As a result of the calculations, it was found that the specific cost of evaporation of liquid radioactive waste with an initial salt concentration of 10 % to a salt content of 20 % using the desalination technology with mechanical vapor compression is 0.843 USD/m³.

Keywords: liquid radioactive waste, industrial waste treatment, drain water, seawater desalination technology, mechanical vapor compression.

V. P. Kravchenko, S. V. Surkov, Hussam Ghanem

Odessa National Polytechnic University, 1, Shevchenko ave, Odessa, 65044, Ukraine

Applying of Seawater Desalination Technologies for the Pre-Evaporation of Liquid Radioactive Waste

Processing of liquid radioactive waste (LRW) includes evaporation followed by vitrification. Reducing the energy consumption of evaporation of LRW is an

References

1. Zabulonov Yu. L., Litvinenko Yu. V., Kadoshnikov V. M., Aliksieieva O. V., Burtniak V. M., Odukalets L. A., Borodina N. A. (2015). [New approach to the liquid radioactive waste purification]. *Nauka ta innovatsii* [Science and innovations], vol. 11, no. 3, pp. 53–67. DOI: 10.15407/scin11.03.053. (in Ukr.)
2. Nikiforov A. S., Kulichenko V. V., Zhikharev M. I. (1985). *Obezvrezhivanie zhidkih radioaktivnykh otkhodov* [Liquid ra-

- dioactive waste neutralization]. Moscow: Energoatomizdat, 184 p. (in Russ.)
3. Al-Juwayhel F., El-Dessouky H., Ettouney, H. (1997). Analysis of single-effect evaporator desalination systems combined with vapor compression heat pumps. *Desalination*, vol. 114, no. 3, pp. 253–275. DOI: 10.1016/S0011-9164(98)00017-4.
 4. El-Dessouky H. T., Ettouney H. M. (2002). *Fundamentals of salt water desalination*. Amsterdam: Elsevier, 670 p.
 5. Kravchenko V. P., Surkov S. V., Ghanem Hussam (2016). Modelling and optimization of seawater desalination process using mechanical vapor compression *Odes'kyi Politechnichniy Universytet. Pratsi*, vol. 49, no. 2, pp. 47–55. DOI: 10.15276/opu.2.49.2016.08.
 6. Surkov S. V., Ghanem Hussam (2017). Optimal operational regimes of seawater desalination plants with mechanical vapor compression. *Odes'kyi Politechnichniy Universytet, Pratsi*, vol. 52, no. 2, pp. 54–58. DOI: 10.15276/opu.2.52.2017.08.
 7. Kovalenko V. F., Lukin G. Ya. (1970). *Sudovyye vodopresnitel'nyye ustanovki* [Ship water desalination plants]. Leningrad: Sudostroyeniye, 304 p. (in Russ.)
 8. Lara J. R., Osunsan O., Holtzapple M. T. (2011). Advanced Mechanical Vapor-Compression Desalination System. In: Schorr M. (ed.) *Desalination, Trends and Technologies*. Rijeka: InTech, pp. 129–148.

Надійшла 02.07.2020

Received 02.07.2020