

Висоцький С.П., д.т.н., Фаткуліна Г.В., Коновальчик М.В.

АДІ ДонНТУ, м. Горлівка

## ЗНЕСОЛЕННЯ ВОДИ ІЗ ВИКОРИСТАННЯМ ЗВОРОТНЬООСМОТИЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ ПРИ РІЗНІЙ КОНФІГУРАЦІЇ ВКЛЮЧЕННЯ АПАРАТІВ

*Показаний вплив конфігурації підключення корпусів зворотньоосмотичних апаратів на параметри роботи обладнання та витрати електроенергії. Розглянуті можливості впровадження систем очищення води з виключенням скидів засолених стоків із застосуванням концентраторів солей на основі мембранних апаратів. Визначена оптимальна конфігурація та робочий тиск перед мембранними апаратами при знесоленні води високої мінералізації.*

### **Постанова проблеми**

В останні роки у світовій практиці широко впроваджуються технології знесолення води високої мінералізації. У сучасних умовах найбільше використання отримали методи очищення води в іонітних фільтрах. З екологічної точки зору ця технологія має ряд недоліків у порівнянні з мембранними методами. Це зумовлено, в першу чергу, скидами значної кількості забруднених стоків, маса яких в 3-4 рази перевищує масу солей, що видаляються з води, яка знесолюється.

Упровадження мембранної технології супроводжується низкою проблем, зумовлених, в першу чергу, надійністю та робочим ресурсом зворотньоосмотичного обладнання. Окрім цього при експлуатації мембранних установок мають місце значні витрати води з продувочними водами. У зв'язку з природоохоронними вимогами це спричиняє труднощі використання даних технологій.

Використання зворотньоосмотичного обладнання, незважаючи на деяку простоту схеми під'єднання апаратів та обслуговування, вимагає знання розподілу навантаження між корпусами та окремими мембранними апаратами. В іншому випадку будуть втрати експлуатаційних властивостей технологічного процесу: втрати електроенергії, ступеня знесолення та виходу чистої води – перміату або збільшення капітальних витрат на спорудження обладнання.

Як відомо, мембранні елементи у зворотньоосмотичному обладнанні мають відносно невеликий вихід знесоленої води 0,15-0,17 для мембран, які використовуються для знесолення прісних та солонуватих вод та 0,08 для мембран, які використовуються для знесолення морської води.

**Метою цієї роботи** було визначення впливу конфігурації підключення зворотньоосмотичних елементів на технологічні показники процесу знесолення води в мембранних апаратах. Необхідно було також визначити можливість додаткового концентрування розсолів для впровадження безстічних схем очищення води.

### **Виклад основного матеріалу дослідження**

Мембранні елементи у зворотньоосмотичній установці можуть бути зібрані за різними схемами, конфігураціями. Наприклад, при знесоленні солонуватих вод із солевмістом до 2 г/л мембрани можуть бути сполучені в декілька корпусів, з'єднаних паралельно (для збільшення продуктивності обладнання) і послідовно (для збільшення виходу знесоленої води – перміату).

Очевидно, що у випадку знесолення високомінералізованих вод послідовне з'єднання зворотньоосмотичних елементів по концентрату викликає як погіршення якості перміату, так і

небезпеку забруднення останніх по ходу концентрату мембранних елементів та втрату службових характеристик мембран.

Користуючись програмами “ROSA” (Аналіз системи зворотнього осмосу), розроблених компанією “Dow Chemical”, ми виконали розрахунки ефективності різних конфігурацій підключення мембран при знесоленні шахтної води. При цьому для збільшення виходу перміату на останньому ступені знесолення води використовували мембрани призначені як для солонуватих так і морських вод. Метою такого дослідження було зменшення викидів засолених стоків, які підлягають подальшій переробці. Це зумовлено тим, що відповідно до вимог природоохоронних органів, скид засолених стоків у поверхневі водойми при їх мінералізації більше 1000 мг/л заборонений.

Таким чином, виникає необхідність використання процесів кристалізації солей із фазовим переходом. Ці процеси є досить енергозатратними, і економічність усього процесу знесолення підвищується при зменшенні об’єму засолених стоків. Це вимагає забезпечення більш високих виходів знесоленої води і, відповідно, більшого ступеня концентрування солей.

Слід відзначити, що в більшості випадків вказані вимоги щодо скидів стоків не виконуються. Їх виконання вимагає зупинки багатьох підприємств, шахт, теплофікаційних котельень, металургійних та хімічних заводів, електростанцій тощо. Але, рано чи пізно, ми будемо вимушені впроваджувати технології із повним виключенням скидів засолених стоків.

Для зворотньоосмотичного обладнання доля загального виходу знесоленої води пов’язана із виходом на кожному елементі наступним чином:

$$1 - (1 - \alpha)^n = r, \quad (1)$$

де  $\alpha$  — доля виходу перміату по окремому мембранному апарату;

$r$  — доля виходу перміату по всій установці.

При цьому допущено, що  $\alpha$  є постійною величиною, тобто мало змінюється по ходу процесу знесолення води. Таким чином, взаємний зв’язок між „ $\alpha$ ” та „ $r$ ” описується рівнянням:

$$(1 - \alpha)^n = (1 - r); \quad (2)$$

$$\alpha = 1 - (1 - r)^{1/n}. \quad (3)$$

Наприклад, при  $n = 12$  та  $r = 0,75$ ,  $\alpha = 0,11$ .

Середньозважений вихід на один елемент складає 0,15, при цьому необхідна кількість ступенів знесолення складає:

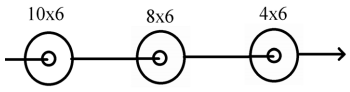
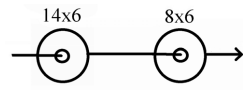
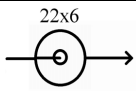
$$n = \frac{\ln(1 - r)}{\ln(1 - \alpha)}. \quad (4)$$

Для виходу перміату  $r = 0,75$ ,  $n = \frac{1,386}{0,162} = 8,5$  ступенів.

Розрахунки технологічних параметрів роботи зворотньоосмотичного обладнання показали, що при однаковому тисковій поступаючої води та однаковій кількості корпусів зміна конфігурації підключення дозволяє в значній мірі збільшити витрати знесоленої води – перміату (табл. 1).

Таблиця 1

Технологічні параметри установок різної конфігурації при незмінному тиску

Конфігурація	Витрата поступаючої води, $m^3/год$	Витрата перміату, $m^3/год$	Вихід, %	Середній солевміст перміату, $mg/l$	Вхідний тиск, $бар$	Витрати електроенергії, $kВт \cdot год/m^3$
	172	132	76	21,58	14,5	0,62
	202	151	70	17,31	14,5	0,68
	283	171	60	14,9	14,5	0,78

При цьому при переході від трьохступеневої схеми знесолення води (по ходу руху концентрату) до одноступеневої, знижується вихід перміату з 76 до 60 % та його солевміст, а загальна витрата перміату збільшується в 1,3 рази.

При незмінній витраті поступаючої води та виході перміату перехід з трьохступеневої схеми підключення корпусів на одноступеневу дозволяє зменшити тиск поступаючої води приблизно з 13 до 10 бар та витрати електроенергії з 0,55 до 0,43 кВт год/ $m^3$  (табл. 2).

Таблиця 2

Технологічні параметри установок різної конфігурації при незмінних витратах вхідного потоку та виходу установки

Конфігурація	Витрата поступаючої води, $m^3/год$	Витрата перміату, $m^3/год$	Вихід, %	Середній солевміст перміату, $mg/l$	Вхідний тиск, $бар$	Витрати електроенергії, $kВт \cdot год/m^3$
	150	112,5	75	23,48	12,57	0,55
	150	112,5	75	23,50	10,78	0,47
	150	112,5	75	24,69	9,79	0,43

Для зменшення об'єму концентрату та відповідного зменшення навантаження на найбільш дорогі процеси з фазовим переходом виконані розрахунки процесу концентрування солей в мембранних апаратах з рециркуляцією потоку концентрату. Основні показники процесу показані на рис. 1 та в табл. 3 і 4.

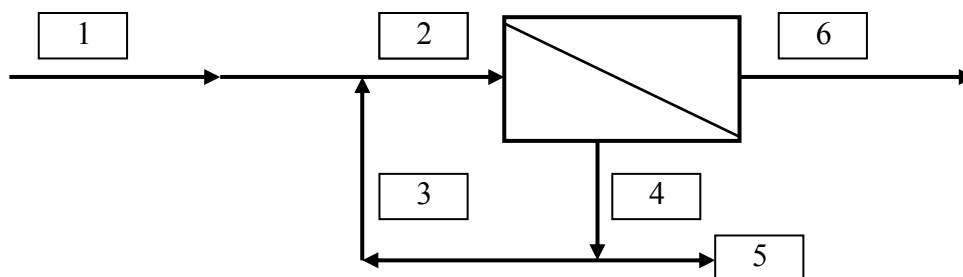


Рис. 1. Технологічні параметри концентрування розсолу після зворотньоосмотичного знесолення води (назви позицій та параметри потоків наведено у табл. 3)

Таблиця 3

Основні параметри потоків мембранної установки

Потік	Назва потоку	Витрата, $m^3/год$	Тиск, бар	Солевміст, мг/л
1	Вхідний потік	25,00	0,00	5602
2	Вхідний потік з рециркуляцією	45,00	20,75	12927
3	Рециркуляція	20,00	19,74	22138
4	Розсол (сумарний потік)	26,25	19,74	22138
5	Розсол	6,25	19,74	22138
6	Перміат	18,75	–	31
6/1	Вихід, %			75

Таблиця 4

Деталізація даних щодо процесу концентрування

Параметр	Значення	Одиниця вимірювання
Вхідний потік з рециркуляцією	45,00	$m^3/год$
Потік оброблюваної води	25,00	$m^3/год$
Вхідний тиск	20,75	бар
Коефіцієнт забруднення мембран	0,85	
Дозування реагента (100% $H_2SO_4$ )	229	мг/л
Загальна фільтруюча площа елементів	892	$m^2$
Витрата перміату	18,7	$m^3/год$
Вихід, %	75	%
Температура води	25,0	$^{\circ}C$
Солевміст	5556	мг/л
Кількість елементів	24	шт.
Середній потік крізь елемент	21	$л/m^2 год$
Осмотичний тиск:		
вхідний	2,23	бар
тиск розсолу	8,11	бар
середній	5,17	бар

Параметр	Значення	Одиниця вимірювання
Середній на корпуси	13,6	<i>бар</i>
Витрати електроенергії:	30,5	<i>кВт</i>
-загальні		
-питомі	1,63	<i>кВт·год/м<sup>3</sup></i>
Тип води	Концентрат	

Відповідно до наведених даних підключення мембранного концентратора дозволяє значно скоротити витрати продувочної води з 25 до 6,25 % на кожні 100 *t* знесоленої води.

При цьому загальний вихід перміату збільшується до 93,75 %. Параметри процесу концентрування розсолу, одержаних при знесоленні шахтної води, наведені в таблиці 5.

Таблиця 5

## Концентрація іонів в потоках

Концентрація іонів в потоках, <i>мг/л</i>					
Параметр	Кількість у вихідній воді	Скорегований потік		Розсол	Перміат
		Вихідний	Після рециркуляції		
Na	744	744	1726	2953	8,85
Mg	380	380	887	1520	0,59
Ca	468	468	1091	1870	0,71
CO <sub>3</sub>	13,8	0,01	0,06	0,26	0,00
HCO <sub>3</sub>	331	74	171	293	3,42
NO <sub>3</sub>	1,62	1,62	3,68	6,24	0,09
Cl	723	723	1672	2858	11,78
SO <sub>4</sub>	2915	3139	7318	12541	5,50
SiO <sub>2</sub>	25,00	25,00	57,6	98,2	0,66
CO <sub>2</sub>	1,75	196	196	196	194,7
TDS	5602	5556	12927	22138	31,60

**Висновки**

Зміна конфігурації підключення корпусів зворотньоосмотичних апаратів дозволяє гнучко регулювати продуктивність обладнання за рахунок зміни виходу перміату. При цьому при однаковій продуктивності можна досягти значної економії електричної енергії.

Для впровадження систем очищення води з виключенням скидів засолених стоків необхідне використання зворотньоосмотичних систем концентрування солей з застосуванням мембран для вод високої мінералізації.

Зменшення об'ємів стічних вод, які направляються на апарати з фазовим переходом, може бути виконано за рахунок знесолення концентратів зворотньоосмотичного обладнання з рециркуляцією розсолів. Для більш ефективного процесу концентрування співвідношення рециркульованого розчину по відношенню до кількості поступаючої води повинно складати 1:1.

При цьому при знесоленні води з вихідною мінералізацією 2 г/л (типово для шахтних вод) кількість води, яка скидається в апарати з фазовим переходом, може бути зменшена до 3,75 % при  $C_{\text{макс}} = 20$  г/л. Збільшення рівня рециркуляції по відношенню до вхідного потоку до 1,6/1 призводить до збільшення витрат електроенергії приблизно в 1,3 рази.

При знесоленні води з мінералізацією 2 г/л оптимальна конфігурація може бути виконана наступним чином:  $n \times 6 / 0,6n \times 6$  або  $1,5(n \times 4 / 0,6n \times 4)$  для однакової продуктивності обладнання ( $n$  – кількість корпусів апаратів)

Оптимальний тиск поступаючої води для сучасних цін на електроенергію та на мембранні апарати становить приблизно 14 бар.

### *Список літератури*

1. Брик М. Т. Питна вода і мембранні технології (огляд): Наукові записки / Національний ун-т "Києво-Могилянська академія". – К., 2000. – Т.18: Хімічні науки. – С. 4-24.
2. Высоцкий С.П. Мембранная и ионитная технологии водоподготовки в энергетике. – К: Техника, 1989. – 176 с.

© Висоцький С.П., Фаткуліна Г.В., Коновальчик М.В., 2005