

Висоцький С.П., д.т.н.¹, Филипчук В.Л., д.т.н.², Филипчук Л.В.²

1 — АДІ ДВНЗ «ДонНТУ», м. Горлівка; 2 — Національний університет водного господарства та природокористування, м. Рівне

ГЛИБОКА ОЧИСТКА БАГАТОКОМПОНЕНТНИХ МЕТАЛОМІСТКИХ СТИЧНИХ ВОД ІЗ КОРЕГУВАННЯМ МІНЕРАЛЬНОГО СКЛАДУ

Наведено результати досліджень та виконано аналіз технологічних схем глибокої очистки багатокомпонентних стічних вод від важких металів та розчинних солей. Розроблена технологія дозволяє забезпечити якість очищеної води за лімітованими концентраціями забруднюючих компонентів при скиді її у системи каналізації, водоймища та при використанні в оборотних системах водопостачання підприємств. Виконане порівняння технологічних показників процесу очищення стічних вод із застосуванням іонообмінних та мембранних методів. Показані переваги та недоліки вказаних методів доочищення стічних вод після висадження основної кількості сполук важких металів.

Характерною особливістю сучасних виробничих стічних вод, що вміщують важкі метали, є значна багатокомпонентність забруднень. Багатокомпонентні металомісткі стічні води можуть містити широкий спектр важких металів (мідь, нікель, кадмій, свинець, хром(VI), олово та інші), комплексують, мінеральні солі, різноманітні органічні сполуки (СПАР, емульговані нафтопродукти, алкілсульфонові кислоти тощо), які обумовлюють високе ХСК водної фази. При цьому їм притаманна значна буферність, високі концентрації та коливання забруднень, в тому числі показника *pH* середовища. Утворені металомісткі багатокомпонентні стічні води є надзвичайно небезпечними. Так, свинець відносять до 1 класу небезпеки, ряд інших металів до 2 класу, суміші ПАР до 3-4 класів.

Очищені металомісткі стічні води можуть направлятися в водооборотні системи підприємства, скидатись в комунальні каналізаційні мережі або водоймища. Відповідні вимоги щодо очищених стічних вод за рядом лімітованих показників, зокрема таких, як важкі метали, аніони сильних кислот, ХСК, є досить жорсткими порівняно навіть з питною водою, а тим більше з вимогами, прийнятими в Західних країнах (табл. 1). Як видно, на скиди у каналізацію або водоймища встановлені ліміти щодо аніонів сильних кислот, органічних домішок, важких металів більш вимогливі, ніж для води повторного використання. Тобто, найбільш доцільним є створення на підприємствах систем повторного або оборотного використання очищеної води. Однак навіть у цих випадках продувочні води, що скидаються, повинні відповідати встановленим ГДК і ГДС.

Найбільш розповсюдженими методами очистки стічних вод з важкими металами є: іони важких металів — осадження у вигляді гідроксидів, знешкодження хрому(VI) — хімічне відновлення сульфатом заліза(II) або сірководнею, органічні забруднення — сорбція на гідроксидах коагулянтів або активованому вугіллі, ціаніди — окислення за допомогою активного хлору, комплексні сполуки — руйнування за рахунок підкислення, розчинні солі — вилучення іонним обміном, завислі частинки — осадження і фільтрування [1, 2].

Очистка металомістких багатокомпонентних стічних вод пов'язана із значними труднощами. Згідно з експериментальними даними, отриманими на чистих водних розчинах солей важких металів, при оптимальних *pH* гідратоутворення вилучення цинку, міді, нікелю можливе тільки до концентрацій, що перевищують встановлені ліміти. При осадженні металів у вигляді сульфідів спостерігається деяке потемніння розчинів, його зафарбування внаслідок утворення колоїдних частинок сульфідів металів, особливо притаманне сульфідам міді і цинку, які не затримуються на фільтрі, що найбільш помітно у лужному середовищі при *pH* 10-11. Вкрай негативно впливають на процеси вилучення важких металів підвищені концентрації органічних сполук і особливо поверхнево-активних речовин (СПАР). Їх наявність

сприяє комплексоутворенню, колоїдному розчиненню сполук важких металів і стабілізації утвореної зависі [3]. Осад має дрібну структуру, тому при седиментації частинки не повністю осідають і при наступному фільтруванні проходять в очищену воду, знижуючи ступінь очистки води від важких металів.

При цьому наявність металів із різними pH утворення малорозчинних сполук, значні коливання концентрацій домішок, буферність водної фази призводять до складної залежності зміни pH стічної води від дози реагентів. Внаслідок цього на практиці спостерігається передозування реагентів та значні неточності у регулюванні цього параметра відносно допустимих меж. Це призводить до зниження якості очистки стічної води внаслідок неповного осадження металів або повторного розчинення утворених сполук амфотерних металів. Особливу складність являє також необхідність зниження мінералізації очищеної води, особливо концентрації аніонів сильних кислот.

Тобто, дотримання встановлених вимог щодо очистки металомістких багатоконпонентних стічних вод пов'язане з необхідністю розробки технологічних заходів, які дозволяють забезпечити глибоке вилучення важких металів із різними властивостями і коригування мінерального складу в умовах наявності органічних сполук, коливання pH та концентрацій складових компонентів, значної буферності стічної води.

Таблиця 1

Вимоги до очищених металомістких стічних вод за деякими компонентами

Компонент	Скид у господарсько-побутову каналізацію (ГДС)					Оборотна вода гальванічних виробництв (ГОСТ 9.314-90)		ГДК у водних об'єктах господарсько-питного (рибогосподарського) призначення	Питна вода, ГОСТ 2874-82, (ДСАН-ПІН)
	Од. виміру	Харків	Мелітополь	Чехія, ZCR № 58	Польща, ZRM р. 501	1 категорія	2 категорія		
pH	Од.	4,5-9,0	6,5-9,0	6,5-9,5	6-9	6,0-9,0	6,0-9,0	6,5-8,5 (6,5-8,5)	6,5-8,5
Кадмій	Мг/л	0,04	0,05	0,25	0,4	–	–	0,001 (0,005)	Не вказано
Фосфати	Мг/л	3,5	3,7	2,0	–	30	3,5	3,5 (–)	Не вказано
Хром(III)	Мг/л	0,014	0,05	0,4	1,5	5,0	0,5	0,5 (–)	Не вказано
Хром(VI)	Мг/л	Не вказано	0,001	0,1	0,5	–	–	0,05 (0,001)	Не вказано
Мідь	Мг/л	0,04	0,08	0,5	2,0	1,0	0,3	0,1 (0,005)	1,0
Нікель	Мг/л	0,03	0,095	0,5	1,5	5,0	1,0	0,1 (0,01)	(0,1)
Свинець	Мг/л	0,03	0,03	0,5	1,0	–	–	0,03 (0,01)	0,03 (0,01)
Олово	Мг/л	0,1	0,1	–	–	–	–	– (1,25)	Не вказано
Цинк	Мг/л	0,07	0,068	1,0	5,0	5,0	1,5	1,0 (0,01)	5,0
Залізо	Мг/л	4,8	2,5	8	–	0,3	0,1	0,3 (0,05)	0,3
Нафтопр-ти	Мг/л	1,1	1,5	5	10	0,5	0,3	0,1 (0,05)	Не вказано
Сульфати	Мг/л	70	270	Н/лім.	500	500	50	500 (100)	500 (250)
Хлориди	Мг/л	890	350	Н/лім.	Н/лім.	350	35	350 (300)	350 (250)
СПАР	Мг/л	0,2	7,69	–	15,0	5,0	1,0	1,0 (–)	Не вказано
ХСК	МгО/л	2,5БПК _п	525	250	250	150	50	15–30 (–)	–

Мета роботи

Розробка технології глибокої очистки багатокомпонентних металомістких стічних вод від важких металів з одночасним коригуванням мінерального складу.

Результати досліджень щодо очистки багатокомпонентних металомістких стічних вод від різних підприємств підтверджують сказане. Наприклад, при очистці стічних вод Мелітопольського заводу підшипників ковзання, у складі яких є іони міді, цинку, олова, свинцю, нікелю та високі концентрації органічних домішок (СПАР, алкілсульфонова кислота, спеціальні домішки), вилучення важких металів у вигляді гідроксидів при pH 9,0 — 9,5 з подальшим осадженням і фільтруванням не дозволяє отримати залишкові концентрації міді, нікелю і цинку, які відповідають встановленим вимогам. Так, для міді залишкові концентрації складали 1,8 — 0,9 $мг/л$, для свинцю — 1,5 — 9,6 $мг/л$. Внаслідок наявності органічних домішок під час очистки утворюється значна кількість колоїдних частинок гідроксидів металів, які важко осаджуються і не затримуються при фільтруванні. Окреме додавання сульфідів натрію для глибокого осадження металів у вигляді сульфідів, які мають значно нижчі добуток розчинності, призводить до утворення дрібної зависі та погіршення процесу її вилучення седиментацією і фільтруванням у порівнянні з осадженням у вигляді гідроксидів.

Оскільки аморфні осаді гідроксидів металів складаються із малих кристалів, то їх поверхня досить велика, що зумовлює значну поверхневу енергію осаду. Особливо об'ємну структуру з розвиненою поверхнею мають гідроксиди $Al(OH)_3$ та $Fe(OH)_3$, які можуть утворюватись при введенні металевих коагулянтів $FeCl_3$, $Al_2(SO_4)_3$, $Fe_2(SO_4)_3$, основного гідрохлориду або гідросульфату алюмінію типу „Полвак”. Внаслідок цього аморфні осаді цих металів сприяють співосадженню катіонів інших металів за рахунок їх адсорбції із стічної води [4]. Крім того, введення коагулянтів сприяє сорбції органічних домішок, що позитивно впливає на осадження важких металів в умовах багатокомпонентного складу стічних вод [5]. Зокрема, додавання залізного або алюмінієвого коагулянту, спільне дозування сульфідів натрію та алюмінієвого коагулянту перед підключенням води до pH біля 10,0 дозволило значно покращити ступінь очистки стічної води від міді при наявності органічних домішок (табл.2). Залишкова концентрація нікелю в очищеній воді складала 0,043-0,062 $мг/л$, цинку — менше 0,05 $мг/л$, олова — менше 0,1 $мг/л$, нікелю — 0,06 $мг/л$, що відповідало встановленим вимогам для скиду стічних вод в каналізацію.

Таблиця 2

Результати лабораторних досліджень вилучення міді із стічних вод

Номер досліджу	Технологія обробки води	Концентрація міді в очищеній воді, $мг/л$
1	$NaOH$ до pH 10,0	1,8-0,88
2	$NaOH$ до pH 8,0 + $Al_2(SO_4)_3$	6,6
3	Na_2S + $Al_2(SO_4)_3$ + $NaOH$ до pH 8,0	2,45
4	Na_2S + $Al_2(SO_4)_3$ + $NaOH$ до pH 10,0	0,07
5	$Al_2(SO_4)_3$ + $NaOH$ до pH 9,7	0,06
6	$FeCl_3$ + $NaOH$ до pH 10,0	0,052

Примітка. Вихідна концентрація міді 28 $мг/л$

Однак залишкова концентрація свинцю була 0,40 — 0,42 $мг/л$, що значно вище встановлених лімітів. Навіть спільне дозування сульфідів та алюмінієвого коагулянту або суміші залізного та алюмінієвого коагулянтів з необхідною величиною підключення не дозволяла досягнути встановлених лімітів щодо свинцю. Також спільне введення залізного коагулянту і

сульфіду натрію практично не давало ефекту, оскільки в основному протікала реакція між цими реагентами з утворенням малорозчинного сульфідного заліза.

В умовах наявності органічних домішок необхідна глибина вилучення свинцю була досягнута за рахунок двоступеневого введення реагентів (коагулянтів або коагулянтів із сульфідом натрію) з відповідним регулюванням pH на кожному ступені та проміжним фільтруванням стічної води (табл. 3).

Оскільки в процесі реагентної очистки від важких металів загальна мінералізація очищеної води не змінюється, а навіть в деяких випадках збільшується, то для дотримання встановлених вимог щодо аніонів сильних кислот запропоновано у якості фінішної доочистки застосування іонного обміну. Для цього очищену воду послідовно пропускають через катіонітовий фільтр із карбоксильним катіонітом, катіонітовий фільтр із сильнокислотним катіонітом і аніонітовий фільтр із слабоосновним аніонітом. Така доочистка дозволяє повністю вилучити залишки важких металів та знизити концентрацію аніонів сильних кислот з одночасним зменшенням загальної мінералізації очищеної води.

Таблиця 3

Результати досліджень вилучення свинцю із стічних вод

Кількість ступенів очистки	Технологія обробки води	Концентрація свинцю в очищеній воді, $мг/л$
Дві	$(FeCl_3 + NaOH \text{ до } pH 10,0) + (FeCl_3 + NaOH \text{ до } pH 8,3)$	0,03
Одна	$Na_2S + Al_2(SO_4)_3 + NaOH \text{ до } pH 7,4$	0,22
Три	$(\text{«Полвак»} + NaOH \text{ до } pH 7,9) + (Na_2S + \text{«Полвак»} + NaOH \text{ до } pH 8,0) + (\text{«Полвак»} + NaOH \text{ до } pH 7,5)$	0,03
Дві	$(\text{«Полвак»} + NaOH \text{ до } pH 7,9) + (FeCl_3 + NaOH \text{ до } pH 10,0)$	0,025
Одна	$Fe_2(SO_4)_3 + Al_2(SO_4)_3 + NaOH \text{ до } pH 7,8$	0,068
Дві	$(FeCl_3 + NaOH \text{ до } pH 10,3) + (Al_2(SO_4)_3 + NaOH \text{ до } pH 7,4)$	0,022

Примітка. Вихідна концентрація свинцю $135,12 \text{ мг/л}$; стічна вода після кожної стадії підлуження фільтрувалась.

Така технологія дозволяє забезпечити повторне використання води навіть при високих вимогах до якості технологічної води в оборотній системі.

Використання двохступеневого очищення в катіонітних фільтрах зумовлене необхідністю зменшення витрати сірчаної кислоти щодо регенерації фільтрів. Так, загальна витрата кислоти G складається з парціальних витрат на перший фільтр, завантажений карбоксильним катіонітом G_1 та на другий фільтр (по напрямку руху води), завантажений сильнокислотним катіонітом G_2 :

$$G = G_1 + G_2. \quad (1)$$

В свою чергу парціальні витрати залежать від ємності поглинання та питомої витрати кислоти на першому та другому фільтрах, відповідно, E_1, d_1 та E_2, d_2 , які складають:

$$G_1 = E_1 d_1, \quad G_2 = E_2 d_2. \quad (2)$$

Загальна питома витрата кислоти складає

$$d = \frac{G}{E_1 + E_2}. \quad (3)$$

А парціальні витрати:

$$d_2 = \frac{G}{E_2}, \quad d_1 = \frac{G - E_2}{E_1}. \quad (4)$$

Після нескладних перетворень із 2, 3, 4 одержуємо

$$d = \frac{d_1 \cdot d_2}{d_1 + d_2 - 1}, \quad \text{г·екв/г·екв}. \quad (5)$$

Із виразу (5) видно, що загальна питома витрата кислоти, отже, обсяг засолених стоків після катіонітових фільтрів в основному залежить від величини d_1 (d_2 завжди більше d_1 , у зв'язку з тим, що вся маса реагенту поступає спершу на другий фільтр, включений по ступенево-протитечійній схемі). Так, наприклад, при $d_1 = 1,2$ г·екв/г·екв, а $d_2 = 3$ г·екв/г·екв та 4 г·екв/г·екв загальна питома витрата складатиме, відповідно, 1,12 та 1,14 г·екв/г·екв.

Слід відзначити, що слабокислотний катіоніт обмінно поглинає тільки катіони пропорційно лужності поступаючої води та практично не поглинає катіони з нейтральних розчинів, у зв'язку з чим виникає необхідність правильного вибору співвідношення завантаження різних за природою катіонітів у першій та другий по ходу потоку води фільтри. Це співвідношення повинно складати

$$\frac{V_k E_k}{V_{ck} E_{ck}} = \frac{L}{\sum A_{ck}}, \quad (6)$$

де V_k, V_{ck} — об'єми завантаження фільтрів, відповідно, карбоксильним та сильнокислотним катіонітами, м^3 ; E_k, E_{ck} — питома ємність поглинання, відповідно, карбоксильного та сильнокислотного катіонітів, г·екв/м³; $L, \sum A_{ck}$ — концентрація у воді, що надходить, відповідно, лужних сполук та аніонів сильних кислот, г·екв/м³ (мг·екв/л).

Із міркувань зменшення вартості реагентів, які використовуються для регенерації аніонітних фільтрів, останні доцільно регенерувати розчинами кальцинованої соди (Na_2CO_3). Існують також експериментальні установки, на яких для регенерації аніонітних фільтрів використовують розчини вапна. Використання вказаних реагентів замість каустичної соди (NaOH) дозволяє повністю виключити або суттєво зменшити амфотерні властивості слабоосновних аніонітів та зменшити витрати води при відмивці аніонітів від продуктів регенерації.

Особлива увага при розробці технологічної схеми очистки була приділена регулюванню pH стічної води і концентратів, оскільки точність досягнення потрібного значення цього параметра визначає повноту осадження важких металів і подальше якісне їх вилучення з водного середовища. Значна складність регулювання величини pH була обумовлена зміною вихідних значень цього параметра в межах 2,4 — 9,7. Внаслідок цього на очисних спорудах відмічалось або передозування лугу, або недосягнення потрібного значення pH , що призводило до зниження якості очистки стічної води. Для забезпечення необхідної точності у регулюванні pH рекомендується система автоматичного дозування лужного реагенту. В її основу покладено застосування мікропроцесорних засобів автоматизації, які підтримують пропорційний (П) та пропорційно-інтегрально-диференціальний (ПІД) закони регулювання. Крім того, при ПІД-законі регулювання використовується принцип динамічних коефіцієнтів. В цьому випадку коефіцієнти пропорційної, інтегральної та диференціальної складової змінюються автоматично в процесі регулювання залежно від поточного та заданого значень pH . Це дозволяє більш плавно та швидко регулювати pH , суттєво зменшити перерегулювання і за рахунок цього оптимізувати витрату реагенту в залежності від вихідних показників якості стічної води.

Оскільки потрібно змінювати pH від граничних до перехідних значень, то рекомендовано двоступеневе регулювання цього параметра в проточних умовах. Попереднє регулювання pH стічних вод перед усереднювачем здійснюється введенням NaOH у трубчастий змішувач-реактор за П — законом регулювання шляхом використання окремого насоса-дозатора з вбудованим регулятором. Точне регулювання pH стічних вод проводиться у пере-

городчастому змішувачі-реакторі. Регулювання pH для нейтралізації відпрацьованих концентратів відбувається у непроточному механічному змішувачі-реакторі шляхом ступінчастого дозування $NaOH$ до досягнення потрібного значення активної реакції згідно рекомендованого алгоритму дозування реагентів та періодичності роботи мішалки.

Основою контурів регулювання pH у перегородчастому та механічному змішувачах-реакторах є промисловий контролер, який обробляє сигнал, що надходить з датчиків pH та нормуючих перетворювачів, створює за ПД — законом регулювання керуючу дію для кожного з контурів і передає його на відповідний виконавчий механізм, тобто на насос-дозатор. Нормуючі перетворювачі виконують функцію зміни ненормованого сигналу з датчика pH в уніфікований величиною 4 — 20 мА. Регулювання за ПД — законом дозволяє точніше досягати та підтримувати необхідне значення активної реакції за короткі проміжки часу при коливаннях вихідних значень pH середовища. Робота промислового контролера відбувається за спеціально розробленою програмою, яка надає можливість керування як насосами-дозаторами, так і мішалкою в механічному змішувачі-реакторі в залежності від прийнятого процесу дозування реагентів.

На підставі проведених теоретичних та експериментальних досліджень була розроблена технологічна схема очистки багатокомпонентних металомістких стічних вод (рис. 1).

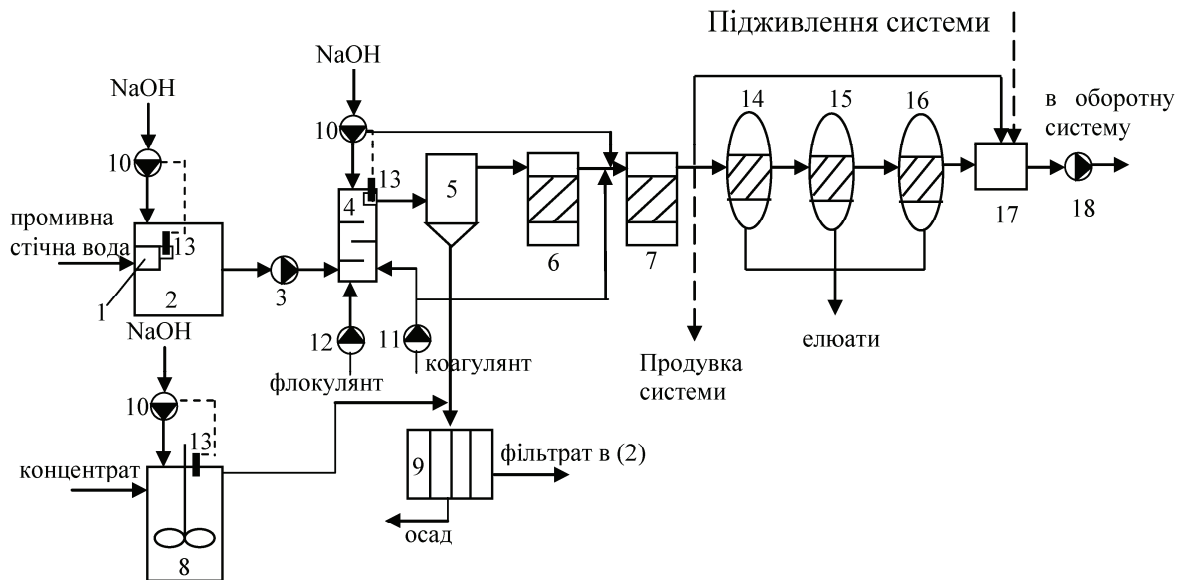


Рис. 1. Принципова технологічна схема очистки багатокомпонентних стічних вод з важкими металами:

- 1 – трубчастий змішувач-реактор, 2 – усереднювач промивних стічних вод, 3, 18 – насоси, 4 – перегородчастий змішувач-реактор, 5 – тонкошаровий відстійник або флотатор, 6 – фільтр першого ступеня, 7 – фільтр другого ступеня, 8 – механічний змішувач-реактор, 9 – фільтр-прес, 10 – насос-дозатор $NaOH$, 11 – насос-дозатор коагулянту, 12 – насос-дозатор флокулянту, 13 – датчик pH , 14 – катіонітовий фільтр із карбоксильним катіонітом, 15 – катіонітовий фільтр із сильнокислотним катіонітом, 16 – аніонітовий фільтр із слабоосновним аніонітом, 17 – ємність чистої води

Промивна стічна вода через трубчастий реактор-змішувач (1), де проходить попереднє (грубе) регулювання pH до величини 3,5-4,0 додаванням $NaOH$ за допомогою насоса-дозатора (10), подається в усереднювач (2). Далі насосом (3) вода поступає в перегородчастий реактор-змішувач (4), в який послідовно дозуються: коагулянт насосом-дозатором (11), $NaOH$ насосом-дозатором (10) для точного регулювання pH в межах 9,8-10,0, а також флокулянт насосом-дозатором (12). Потім вода подається у тонкошаровий відстійник (5), де відбувається осадження утворених малорозчинних сполук важких металів. При високій концентрації СПАР або емульгованих домішок, що сприяє утворенню спливаючої зависі, доцільно використовувати флотаційні методи відділення зависі. При наявності груп важких металів з різними pH гідрато-

утворення або їх високими концентраціями необхідно застосовувати двоступеневе вилучення утвореної зависі у відстійниках або флотаторах з окремим регулюванням pH .

Далі стічна вода поступає на пінополістирольні фільтри першого (6) та другого (7) ступенів, де проходить кінцеве прояснення стічної води. Після фільтра першого ступеня у прояснену воду додається коагулянт і при необхідності $NaOH$. Після фільтра другого ступеня чиста вода скидається у каналізацію (водоймище) або подається на повторне використання в оборотну систему водопостачання підприємства. Концентрати з технологічного процесу подаються в механічний змішувач-реактор (8), де відбувається їх підłącження реагентом $NaOH$ в непроточних умовах.

Осад, що утворився у механічному змішувачі-реакторі (8) та відстійнику (5), подається на камерний фільтр-прес (9) для зневоднення. Фільтрат після фільтр-преса повертається у усереднювач промивних стічних вод (2).

Використання іонного обміну для вилучення основної маси солей та залишків сполук важких металів дозволяє суттєво (в 7-8 разів) скоротити обсяги дебалансових стоків та витрати свіжої води для підживлення оборотних систем. З точки зору зменшення маси солей, які поступають на подальші технології їх переробки, доцільно вибирати такі реагенти, які разом із забруднювачами мають малі добутки розчинності. Так, наприклад, якщо замість каустичної соди вибирається вапно, то в ємності водень-катіонітних фільтрів при регенерації їх сірчаною кислотою та аніонітних фільтрів при регенерації їх вапном утворюється гіпс ($CaSO_4 \cdot 2H_2O$). Останній випадає в осад не відразу, а через деякий час в басейні витримки, тому що індукційний період кристалізації гіпсу досить значний [6]. Це дозволяє також використовувати декантат для підживлення схеми знесолення основного потоку технологічної схеми.

Останні роки в світовій практиці розширюється обсяг використання таких мембранних процесів як ультрафільтрація, нанофільтрація та зворотний осмос. Ці процеси дозволяють практично без добавки реагентів значно зменшити солевміст стічних вод та сконцентрувати стоки, які скидаються або направляються на подальшу переробку. В цьому випадку баланс солей в мембранному обладнанні може бути представлений наступним чином:

$$Q_p = Q_s - Q_n, \quad (7)$$

де Q_p , Q_s , Q_n — відповідно, витрата сконцентрованого потоку (розсолу), вихідної води та перміату, $m^3/год$.

Ступінь конверсії K_s — відновлення потоку стічних вод для повторного використання, складатиме

$$K_s = \frac{Q_n}{Q_s} = \frac{C_p - C_s}{C_p - C_n}, \quad (8)$$

де C_p , C_s , C_n — відповідно, солевміст розсолу, вихідної (поступаючої) води та перміату, mg/kg .

Коефіцієнт концентрування солей K_k складає

$$K_k = \frac{Q_s}{Q_p}. \quad (9)$$

Підставляючи вираз (8) в (9), одержуємо

$$K_k = \frac{1}{1 - K_s}. \quad (10)$$

Приймаючи до уваги те, що проскок солей в перміат на сучасних мембранах досить незначний порівняно із солевмістом стічних вод, ним можна знехтувати. Тому концентрація розсолу складатиме

$$C_p = \frac{C_s}{1 - K_s}. \quad (11)$$

Порівняно з іонообмінною очисткою така технологія має наступні переваги: безперервність процесу (відсутня необхідність виконання періодичних регенерацій іонітів), значно менша "чутливість" економічних показників (перш за все, питомої витрати реагентів) до солемісту води, що надходить, та відсутність добавки інших розчинних солей, що, окрім додаткових витрат, ускладнює проблему подальшої переробки або утилізації стоків.

Слід відзначити і такі недоліки цієї технології: чутливість до залишкового вмісту важких металів після технології їх вилучення шляхом висадження та більші витрати електричної енергії.

Будь-яка технологія очищення стічних вод не виключає необхідності використання додаткової, підживлювальної води.

Витрата очищеної води, яка направляється на іонообмінну доочистку, визначається:

$$Q_{\text{дем}} = \frac{Q_{\text{пр}} c_{\text{оч}} + Q_{\text{об}} c_{\text{об}} - Q_{\text{нід}} c_{\text{нід}}}{c_{\text{оч}}}, \quad (12)$$

де витрата та концентрація солей, відповідно: $Q_{\text{вих}}, c_{\text{оч}}$ — у воді, що подають на демінералізацію; $Q_{\text{нід}}, c_{\text{нід}}$ — підживлювальної води; $Q_{\text{об}}, c_{\text{об}}$ — оборотної води; $Q_{\text{пр}}, c_{\text{оч}}$ — продувочної води.

Висновки

Результати лабораторних і промислових досліджень показують, що очистка багатоконпонентних стічних вод з важкими металами пов'язана із значними труднощами, в першу чергу, внаслідок наявності широкого комплексу органічних сполук та коливань складових компонентів. Глибоке вилучення важких металів до встановлених в Україні вимог можливо при застосуванні двоступеневого дозування малих доз коагулянтів із відповідним регулюванням *pH* середовища та відділенням малорозчинних сполук металів відстоюванням і двоступеневим фільтруванням з проміжним додатковим введенням реагентів. Для демінералізації очищеної води найдоцільніше використовувати іонний обмін, що включає пропускання її через катіонітовий фільтр із карбоксильним катіонітом, катіонітовий фільтр із сильнокислотним катіонітом і аніонітовий фільтр із слабоосновним аніонітом. Відповідно до встановлених лімітів розроблена технологія дозволяє забезпечити як скид очищених стічних вод в системи каналізації та водоймища, так і направляти їх для повторного використання в системах оборотного водопостачання підприємств.

Подальшими напрямками досліджень є розробка технології утилізації утвореного осаду та елюатів, систем автоматизованого дозування реагентів для забезпечення стабільності величини *pH* та інших параметрів очистки в умовах значного коливання вихідних параметрів стічної води та оптимізація параметрів знесолення води в іонообмінному або мембранному устаткуванні.

Список літератури

1. Смирнов Д.Н. Очистка сточных вод в процессах обработки металлов / Д.Н. Смирнов, В. Е. Генкин. — М.: Металлургия, 1989. — 224 с.
2. Проскуряков В.А. Очистка сточных вод в химической промышленности / В.А. Проскуряков, Л.И. Шмидт. — Л.: Химия, 1977. — 464 с.
3. Филипчук В.Л. Глибоке очищення багатоконпонентних стічних вод від ІВМ / В.Л. Филипчук // Вопросы химии и химической технологии. — Днепропетровск: Изд. — во УГХТУ. — 2002. — № 5. — С. 278 — 282.
4. Алексеев В.Н. Количественный анализ / Алексеев В.Н. — М.: Химия, 1972. — 504 с.
5. Филипчук В.Л. Супутнє вилучення органічних домішок при очистці металомістких стічних вод / В.Л. Филипчук // Збірник наукових праць Кіровоградського ДТУ. — Кіровоград, 2002. — Вип. 11. — С. 274-282.
6. Высоцкий С.П. Мембранная и ионитная технологии водоподготовки в энергетике / С.П. Высоцкий — К: Техника, 1989. — 176 с.

Стаття надійшла до редакції 12.10.09

© Висоцький С.П., Филипчук В.Л., Филипчук Л.В., 2009