

## ВОДОПОСТАЧАННЯ ТА ВОДОВІДВЕДЕННЯ

УДК 504.064.4:628.1

<https://doi.org/10.31713/vt1202422>

**Филипчук В. Л., д.т.н., професор** (Національний університет водного господарства та природокористування, м. Рівне),  
**Анопольський В. Н., к.т.н., доцент** (Ізраїль), **Прокоп'єв О. К., інженер** (ТОВ «Фірма Опорядрембуд»)

### РОЗРАХУНОК БАГАТОКАМЕРНОГО ФЛОТАТОРА ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД ВІД ВАЖКИХ МЕТАЛІВ

Реагентна флоатація є ефективним процесом для видалення малорозчинних гідроксидів важких металів із стічної води. Для підвищення ефективності очистки стічних вод, що містять різні важкі метали показано доцільність застосування ступеневого підвищення рН. Запропоновано технологічну схему очистки стічних вод з важкими металами з використанням багатокамерних флоатаційних модулів, які конструктивно можуть розташовуватися як послідовно, так і паралельно один відносно одного. Наведено опис методики проведення досліджень, а також схему експериментальної установки. Викладено методику розрахунку багатокамерних флотаторів, що дає змогу на підставі отриманих експериментальних даних визначити конструктивні розміри всіх складових модулів водоочисної установки: камер флотатора, змішувача, кристалізатора. Запропоновано залежність для визначення висоти шару флоатаційного шламу. Як приклад наведено розрахунок першого флоатаційного модуля багатокамерного флотатора з послідовним розміщенням модулів.

*Ключові слова:* стічні води; важкі метали; багатокамерна флоатація; експериментальна установка; методика розрахунку флотатора.

**Вступ.** Для очищення стічних вод гальванічного виробництва від важких металів (ВМ) застосовуються як традиційні, так і інноваційні технології [1]. На переважній більшості підприємств України та зарубіжних країн очищення стоків від ВМ здійснюється за традиційною технологією, в якій використовуються лужні реагенти з наступним осадженням утворених малорозчинних сполук важких



металів у вигляді гідроксидів, сульфідів, карбонатів. Більш ефективним процесом для видалення важких металів є реагентна флоатація, сутність якої полягає в підлужуванні стічної води до рН повного осадження металів у вигляді гідроксидів з наступною їх флоатацією у вигляді шламу на поверхню води. Флоатаційне відділення малорозчинних гідроксидів металів дозволяє порівняно з традиційним відстоюванням отримати тверді відходи меншої вологості (92–94%) та суттєво зменшити матеріаломісткість очисного обладнання.

Однак флоатаційні очисні споруди у ряді випадках не завжди забезпечують необхідну якість очищеної води, особливо при вмісті в стічних водах іонів металів, які можуть мати різні величини рН утворення гідроксидів при введенні лужних реагентів. Це пов'язано з тим, що під час очищення стічної води на водоочисних установках встановлюється компромісна область значень рН, яка не завжди є оптимальною для усіх металів. Внаслідок цього відбувається неповне осадження деяких металів, що мають значення рН утворення гідроксидів, відмінних від компромісного значення рН підлужування стічної води. Особливо це проявляється у металовмісних стічних водах із високою концентрацією суміші іонів важких металів.

**Існуючий стан** флоатаційного очищення від важких металів. У разі обробки в цехах гальванопокриттів виробів з алюмінію, алюмінієвих сплавів і сталі в промивних водах одночасно містяться алюміній і залізо, а також метали, що входять до складу електролітів, переважно цинк, хром, нікель. У табл. 1 наведено значення рН повного осадження гідроксидів цих та деяких інших металів до залишкової концентрації  $10^{-5}$  М, а також рН початку розчинення осаду [2].

Таблиця 1  
рН повного осадження гідроксидів металів та рН початку розчинення осаду

Гідроксид	Sn(OH) <sub>2</sub>	Fe(OH) <sub>3</sub>	Al(OH) <sub>3</sub>	Cr(OH) <sub>3</sub>	Zn(OH) <sub>2</sub>	Fe(OH) <sub>2</sub>	Ni(OH) <sub>2</sub>	Cd(OH) <sub>2</sub>
рН повного осадження	4,7	4,1	5,2	6,8	8,0	9,7	9,5	9,7
рН початку розчинення осаду	10,0	14,0	7,8	12,0	10,5	13,5	-	-

На практиці рН повного осадження гідроксидів металів може

відрізнитись від табличних даних через вплив різноманітних факторів, насамперед у зв'язку з багатокомпонентним складом стічних вод [3]. Тому оптимальні умови підлужування у кожному конкретному випадку визначаються експериментально. Тим не менш зрозуміло, що для повноти осадження металів ефективніше цей процес здійснювати ступінчасто, чергуючи підлужування стічних вод і подальше відділення утворюваних гідроксидів металів. Це дозволяє спочатку виділяти метали, повне осадження яких відбувається при більш низьких значеннях рН, а потім метали, для яких потрібне додаткове підлужування. Для реалізації технології ступінчасто-послідовного очищення промивних вод гальванічного виробництва розроблено багатокамерні флотаційні установки із вбудованими змішувачами та кристалізаторами.

Технологічна схема реагентного очищення з багатоступінчастими флотаторами для отримання очищеної води з необхідними показниками якості складається з наступних блоків:

- блок накопичення та усереднення промивних вод;
- блок реагентного багатоступеневого флотаційного очищення промивних вод;
- блок глибокого доочищення;
- блок знесолення очищеної води (застосовується при нормативних обмеженнях солевмісту очищеної води);
- блок знезараження;
- блок зневоднення твердих відходів;
- блок утилізації концентратів, що утворюються під час знесолювання очищеної води.

При утворенні на виробництві хромвмісних і цианвмісних вод передбачаються окремі блоки їх знешкодження з наступним відведенням у блок накопичення і усереднення промивних вод.

Відпрацьовані технологічні розчини та електроліти підлягають знешкодженню, утилізації або захороненню, а при обґрунтуванні вони можуть рівномірно дозуватися до блоку накопичення та усереднення стічних вод.

Багатокамерні флотатори складаються із послідовно або паралельно розташованих флотаційних модулів, в яких розміщені змішувачі та кристалізатори. Таким чином, у багатокамерному флотаторі в кожному флотаційному модулі можуть бути створені власні умови для ефективного вилучення певного металу завдяки встановленню оптимального значення рН, зокрема, при застосуванні автоматизованих систем керування процесом підлужування стічної

води [4]. Зокрема, для очищення стічних вод, що містять, наприклад, алюміній, хром тривалентний, цинк, двовалентне залізо, нікель, мідь, розроблений багатокамерний флотатор з трьох флотаційних модулів.

Важливим фактором при використанні багатокамерних флотаторів є методика їх розрахунку, що дозволяє визначити оптимальні параметри камер флотатора та забезпечити ефективне видалення металів з різними рН гідратуутворення.

**Метою та задачами досліджень** є розробка методики визначення основних параметрів флотаційного очищення та алгоритму розрахунку багатокамерного флотатора для видалення важких металів з різними хімічними властивостями із промислових стічних вод.

**Результати досліджень.** Розробка алгоритму розрахунку проводилась у відповідності зі схемою очищення у багатокамерних флотаторах, наведеною на рис. 1.

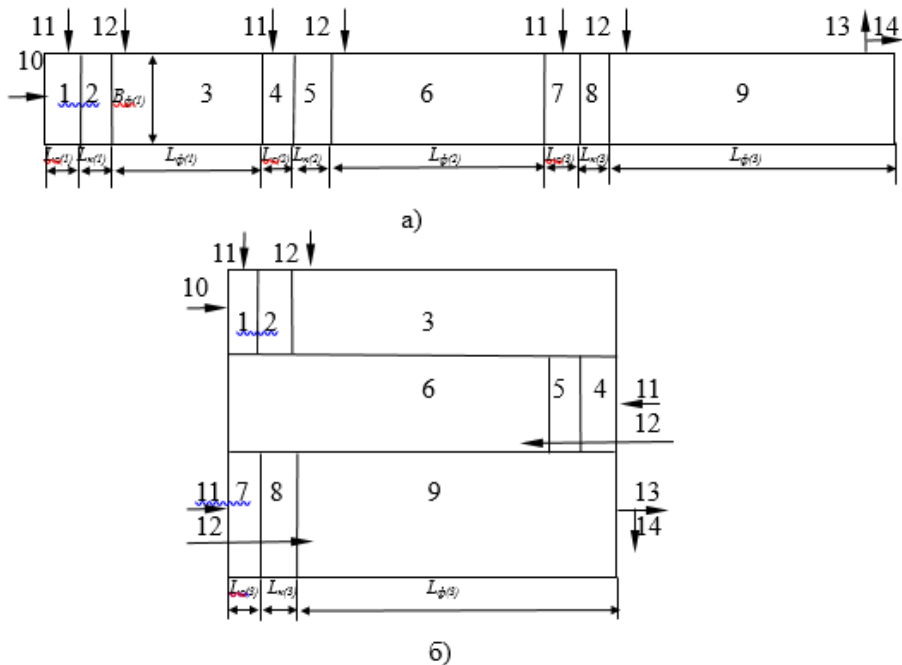


Рис. 1. Розрахункові схеми багатокамерних флотаторів з послідовним (а) та паралельним (б) розташуванням флотаційних модулів: 1, 4, 7 – змішувачі; 2, 5, 8 – кристалізатори; 3, 6, 9 – флотаційні камери 1-го, 2-го і 3-го ступенів; 10 – подача стічних вод; 11 – подача лужного розчину; 12 – подача рециркуляційної рідини; 13 – відведення очищеної води; 14 – подача очищеної води у сатуратор

Згідно наведеної схеми стічні води насосом з блоку накопичення і усереднення подаються в змішувач першого флотаційного модуля, у який дозується також розчин їдкого натрію для первинного підлужування очищеного стоку. Зі змішувача потік надходить у гідравлічний кристалізатор, а потім у флотаційну камеру 1-го ступеню очищення, у яку подається також рециркуляційна рідина, насичена під тиском розчиненим повітрям в сатураторі. З першого флотаційного модуля суміш первинно очищеного стоку та рециркуляційної рідини надходить у наступний модуль, в якому проводиться вторинне підлужування, флокуляція та вторинне флотаційне очищення. Очищена вода після останнього з використовуваних флотаційних модулів, яких повинно бути щонайменше два, розділяється на два потоки – один надходить в блок глибокого доочищення, а другий насосом після введення повітря подається в сатуратор, з якого рециркуляційна рідина з розчиненим під надлишковим тиском 0,4–0,5 МПа повітрям надходить у кожен флотаційну камеру.

Основним розрахунковим параметром габаритів кожного флотаційного модуля є швидкість розподілу твердої та рідкої фаз, яка визначається експериментально і залежить від наявності у стічній воді різних важких металів та інших домішок, зокрема органічних, які можуть по-різному впливати на процеси коагуляції і осадження гідроксидів.

На першому етапі при підлужуванні реальних стічних вод визначається концентрація утворюваних малорозчинних сполук металів. Для цього відбирається усереднена проба, яка фільтрується для видалення завислих речовин, що містяться в стічних водах. Потім фільтрат підлужується до рН 7,0–7,2, перемішується до утворення пластівців гідроксидів металів і фільтрується для аналізу на вміст завислих речовин, які представлені малорозчинними формами металів, що утворюються при даному значенні рН. Отриманий фільтрат підлужується до рН 8,0–8,2, перемішується і фільтрується для аналізу вмісту завислих речовин після другого підлужування. Знов утворений фільтрат підлужується третій раз до рН 9,5–9,7 та фільтрується для аналізу на вміст завислих речовин. Таким чином, знаходиться концентрація завислих речовин у зразку стічних вод після ступінчастого підлужування. При цьому концентрація завислих речовин відповідає вмісту металів, що утворюються після підлужування малорозчинних сполук. При

286

першому підлучуванні в малорозчинний стан переходять алюміній, тривалентні залізо та хром, при другому підлучуванні – цинк, а при третьому – нікель, мідь.

На другому етапі експерименту визначається оптимальна для ефективної флотації тривалість процесу утворення малорозчинних сполук металів у кристалізаторі. Це необхідно у зв'язку з особливим механізмом формування флотокомплексів при флотації частинок пластівцеподібної форми, до яких належать гідроксиди металів. У цьому випадку спливаючі бульбашки або захоплюються пластівцями, що повністю сформувалися, або включаються в пластівцеподібну структуру в момент її формування. Другий механізм утворення флотокомплексів більш ефективний та успішно застосовується, наприклад, при реалізації процесу електрокоагуляції-флотації [5]. Тому тривалість перебування стічних вод у кристалізаторі після підлучування має бути менше часу завершення процесу пластівцеутворення. Для визначення оптимальної тривалості перебування стічних вод у кристалізаторі використовується стенд із флотаційних колонок, з'єднаних із сатуратором (рис. 2).

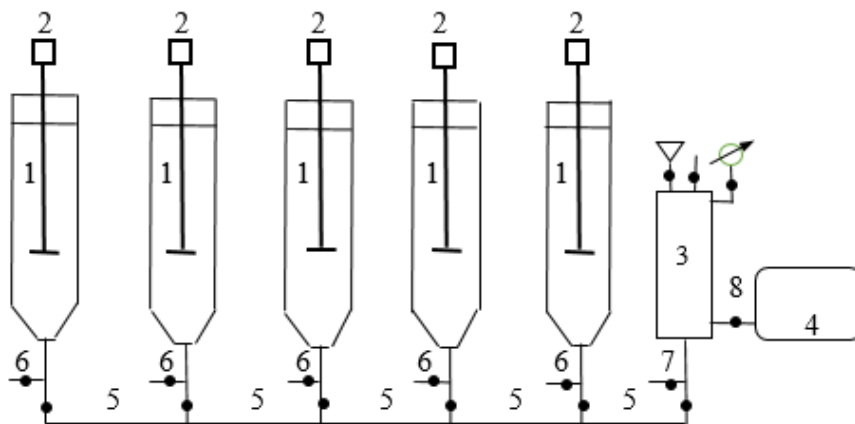


Рис. 2. Схема експериментального стенду

- 1 – флотаційні колонки; 2 – лопатеві мішалки; 3 – сатуратор; 4 – компресор;  
5 – подача насиченої повітрям води; 6 – спорожнення флотаційної колонки та випуск осаду; 7 – спорожнення сатуратора; 8 – подача стисненого повітря у сатуратор

Для експерименту використовується та сама усереднена проба, що й під час першого етапу досліджень. Спочатку флотаційні колонки на 75% об'єму заповнюються досліджуваним стоком, а сатуратор – водою. Потім проби стічних вод у колонках підключаються до рН 7,0–7,2 і повільно перемішуються лопатевими мішалками, дотримуючись однакового значення градієнта швидкості  $10 \text{ c}^{-1}$ , але при різному часі перемішування (змінному критерію Кемпа). Після закінчення перемішування в кожному колонку сатуратора, підключеного до компресора, подається однаковий об'єм води, насиченої розчиненим повітрям під надлишковим тиском, до повного заповнення колонок. В результаті зниження тиску до атмосферного в колонках утворюється водо-повітряна емульсія, формування флоатоконкомплексів і спливання їх у флотаційний шлам. Тривалість флотації приймається однаковою – 10–15 хв. Потім проводиться видалення з поверхні води флотаційного шламу, перемішування та відбір проб для аналізу вмісту завислих речовин. За результатами аналізу визначається оптимальна тривалість перебування стічних вод у кристалізаторі 1-го флотаційного модуля. Ця тривалість приймається рівною часу перемішування після підключення стічних вод у тій колонці флотації, в якій концентрація завислих речовин після флотації буде найменша. Аналогічно визначається тривалість перебування стічних вод у кристалізаторах 2-го та 3-го флотаційного модуля, в яких після підключення рН має становити 8,0–8,2 та 9,5–9,7. При цьому для проведення дослідів використовуються не вихідні стічні води, а вміст колонок після відповідно першого та другого підключення. Об'єм насиченої повітрям води, що подається із сатуратора, у всіх дослідах приймається однаковою у межах 25–30% від об'єму рідини, що знаходиться у флотаційних колонках.

На третьому етапі експерименту визначається розрахункова швидкість розподілу фаз у кожному флотаційному модулі. Для цього знаходяться параметри кінетичної кривої флотаційного процесу, за якою потім обчислюється швидкість розподілу фаз прийнятого ефекту очищення. Дослідження кінетики флотаційного процесу проводиться на стенді з флотаційними колонками та сатуратором (рис. 2). Для експерименту використовується та сама усереднена проба, що й під час першого і другого етапу досліджень. Після заповнення флотаційних колонок на 75% об'єму досліджуваним стоком, а сатуратора – водою, проводиться підключення стічних вод в колонках до рН 7,0–7,2 і повільне перемішування протягом раніше

встановленого оптимального часу перемішування, дотримуючись однакового значення градієнта швидкості  $10 \text{ с}^{-1}$ . Після закінчення перемішування в кожну колонку сатуратора, підключеного до компресора, подається однаковий об'єм насиченої розчиненим повітрям води до повного заповнення колонок. Тривалість флоатації у кожній колонці приймається різною. Після закінчення заданого часу флоатації проводиться видалення з поверхні води флоатаційного шламу, перемішування та відбір проб для аналізу вмісту завислих речовин. За результатами аналізу визначається ефект флоатаційного очищення при прийнятих в експерименті значеннях часу флоатації. Аналогічно визначається залежність ефекту флоатаційного очищення від тривалості флоатації після підлужування проб до рН 8,0–8,2 та 9,5–9,7. При цьому для проведення дослідів використовуються не вихідні стічні води, а вміст колонок після першого і другого підлужування. Об'єм насиченої повітрям води, що подається із сатуратора, у всіх дослідах приймається однаковим у межах 25–30% від об'єму рідини, що знаходиться у флоатаційних колонках.

У табл. 2 наведено експериментальні дані по кінетиці флоатації при підлужуванні стічних вод до рН 7,0–7,2.

Таблиця 2

Експериментальні дані по кінетиці флоатації при рН 7,0–7,2

Тривалість флоатації, хв	0	5	10	15	20	25
Концентрація завислих речовин, мг/л	101,5	52,4	24,8	4,8	5,6	5,2
Ефект очищення, %	0	48,4	75,6	95,3	94,5	94,9

Відповідно до експериментальних даних найвищий ефект очищення отриманий при тривалості флоатації 15 хв. Аналогічно за експериментальними даними знаходиться тривалість флоатації при рН 8,0–8,2 та 9,5–9,7.

По експериментальним значенням тривалості флоатації визначаються розрахункові швидкості флоатаційного розподілу фаз при прийнятих експериментально величинах рН, тобто у кожній флоатаційній камері.

$$u_{\text{ф}(t)} = 1000h_{\text{ф}(t)} / 60t_{\text{ф}(t)}, \text{ мм/с}, \quad (1)$$



де  $h_{\Phi(i)}$  – висота шару рідини у колонці флотації під час експерименту при  $i$ -му значенні рН, м;  $t_{\Phi(i)}$  – експериментально визначена тривалість флотації при  $i$ -му значенні рН, хв.

За швидкістю флотаційного розподілу фаз знаходиться об'єм кожної флотаційної камери.

$$W_{\Phi(i)} = (1 + \sum k_i) q_{\Phi} H_{\Phi} / 3,6 K_{\kappa(i)} u_{\Phi(i)}, \quad (2)$$

де  $q_{\Phi}$  – годинна продуктивність флотатора, м<sup>3</sup>/год;  $k_i$  – коефіцієнт, що враховує збільшення витрати стічних вод в результаті подачі рециркуляційної рідини в кожну флотаційну камеру,  $k_i = 0,25 \dots 0,30$ ;  $H_{\Phi}$  – робоча висота флотатора, м;  $K_{\kappa(i)}$  – коефіцієнт корисного використання об'єму кожної флотаційної камери,  $K_{\kappa(i)} = 0,85 \dots 0,90$ .

Після визначення об'єму кожної камери флотації обчислюються їх довжина та ширина. Для багатокамерного флотатора з послідовним розміщенням флотаційних модулів (рис. 1, а) спочатку знаходиться довжина флотаційної камери 1-го ступеня

$$L_{\Phi(1)} = \sqrt{a W_{\Phi(1)} / H_{\Phi}}, \text{ м}, \quad (3)$$

де  $a$  – відношення довжини флотаційної камери до її ширини,  $a = 3 \dots 5$ ;  $W_{\Phi(1)}$  – об'єм флотаційної камери 1-го ступеня, м<sup>3</sup>.

Обчислюється ширина флотаційної камери 1-го ступеня  $B_{\Phi(1)}$

$$B_{\Phi(1)} = L_{\Phi(1)} / a, \text{ м}. \quad (4)$$

Ширина всіх наступних флотаційних камер приймається рівною ширині  $B_{\Phi(1)}$ . Тоді довжини флотаційних камер 2-го та 3-го ступеня будуть

$$L_{\Phi(2)} = W_{\Phi(2)} / B_{\Phi(1)} H_{\Phi}, \quad L_{\Phi(3)} = W_{\Phi(3)} / B_{\Phi(1)} H_{\Phi}, \text{ м}. \quad (5)$$

Загальна довжина багатокамерного флотатора з послідовним розташуванням флотаційних модулів становитиме

$$L_{\text{заг}} = L_{\Phi(1)} + L_{\Phi(2)} + L_{\Phi(3)} + \sum L_{\Xi(i)} + \sum L_{\kappa(i)}, \text{ м}, \quad (6)$$

де  $L_{\Xi(i)}$  – довжина  $i$ -го змішувача, м;  $L_{\kappa(i)}$  – довжина  $i$ -го кристалізатора, м.

Довжина кожного змішувача та кристалізатора визначається наступним чином:

$$L_{\Xi(i)} = (1 + \sum k_i - k_i) q_{\Phi} t_{\Xi(i)} / 60 B_{\Phi(1)} H_{\Phi}, \text{ м}; \quad (7)$$

$$L_{\kappa(i)} = (1 + \sum k_i - k_i) q_{\Phi} t_{\kappa(i)} / 60 B_{\Phi(1)} H_{\Phi}, \text{ м}, \quad (8)$$

де  $t_{\text{з}(i)}$  – тривалість перебування стічних вод в  $i$ -му змішувачі, хв,  $t_{\text{з}(i)} = 0,5 \dots 1,0$  хв;  $t_{\text{к}(i)}$  – тривалість перебування стічних вод в  $i$ -му кристалізаторі, хв, приймається за експериментальними даними.

Загальна висота флотатора буде становити

$$H_{\text{заг.}} = H_{\text{ф}} + H_{\text{ос}} + H_{\text{з}}, \text{ м}, \quad (9)$$

де  $H_{\text{ос}}$  – висота осадової частини флотатора, м,  $H_{\text{ос}} = 0,2 \dots 0,3$  м;  $H_{\text{з}}$  – запас висоти над рівнем води у флотаторі, м, приймається 0,15 ... 0,25 м, але не менше висоти шару флотаційного шламу над рівнем води ( $H_{\text{з}} > H_{\text{ш}}$ ).

Висота шару флотаційного шламу залежить від концентрації малорозчинних сполук металів, що утворюються при підлужуванні, площі дзеркала води флотаційних камер, витрати стічних вод, тривалості накопичення шламу, щільності та газовмісту шламу

$$H_{\text{ш}(i)} = \left( \frac{E_i C_{\text{о}(i)} t_{\text{к}(i)} t_{\text{з}(i)}}{10^6 (100 - P_{\text{ш}(i)}) \rho_{\text{ш}(i)}} + W_{\text{п}(i)} \right) / F_{(i)}, \text{ м}, \quad (10)$$

де  $H_{\text{ш}(i)}$  – висота шару шламу в  $i$ -й флотаційній камері, м;  $E_i$  – ефект очищення в  $i$ -й флотаційній камері, %;  $C_{\text{о}(i)}$  – початкова концентрація малорозчинних сполук металів, що утворюються при підлужуванні в  $i$ -й флотаційній камері, мг/л;  $t_{\text{к}(i)}$  – тривалість накопичення флотаційного шламу в  $i$ -й флотаційній камері, год;  $P_{\text{ш}(i)}$  – вологість флотаційного шламу в  $i$ -й флотаційній камері, %;  $\rho_{\text{ш}(i)}$  – щільність флотаційного шламу в  $i$ -й флотаційній камері, г/см<sup>3</sup>;  $W_{\text{п}(i)}$  – об'єм повітря, що міститься у флотаційному шламі  $i$ -ї флотаційної камери, м<sup>3</sup>;  $F_{(i)}$  – площа дзеркала води  $i$ -ї флотаційної камери, м<sup>2</sup>.

Об'єм повітря, що міститься у флотаційному шламі ( $W_{\text{п}(i)}$ ), або газовміст шламу залежить від багатьох важковраховуваних факторів, у зв'язку з чим висота шару шламу в камерах флотації приймається без розрахунку, але з урахуванням досвіду експлуатації флотаторів не більше 0,1–0,15 м.

При розрахунку багатоканального флотатора з паралельним розміщенням флотаційних модулів (рис. 1, б) спочатку знаходиться довжина флотаційної камери останнього ступеня. Для триканального флотатора – це флотаційна камера 3-го ступеня

$$L_{\text{ф}(3)} = \sqrt{a W_{\text{п}(3)} / H_{\text{ф}}}, \text{ м}, \quad (11)$$

де  $a$  – відношення довжини флотаційної камери до її ширини,  $a=3 \dots 5$ ;  $W_{\Phi(3)}$  – об'єм флотаційної камери 3-го ступеню, що обчислюється за формулою (2), м<sup>3</sup>.

Потім обчислюються ширина флотаційної камери 3-го ступеня  $B_{\Phi(3)}$ , довжини змішувача та кристалізатора третього флотаційного модуля, а також загальна довжина цього модуля

$$B_{\Phi(3)} = L_{\Phi(3)} / a, \text{ м}; \quad (12)$$

$$L_{c(3)} = (1 + \sum k_i - k_i) q_{\Phi} t_{z(3)} / 60 B_{\Phi(3)} H_{\Phi}, \text{ м}; \quad (13)$$

$$L_{k(3)} = (1 + \sum k_i - k_i) q_{\Phi} t_{k(3)} / 60 B_{\Phi(3)} H_{\Phi}, \text{ м}; \quad (14)$$

$$L_{\text{общ}} = L_{\Phi(3)} + L_{c(3)} + L_{k(3)}, \text{ м}, \quad (15)$$

де  $t_{z(3)}$  – тривалість перебування суміші стічних вод і рециркуляційної рідини в змішувачі третього флотаційного модуля, хв,  $t_{z(3)} = 0,5 \dots 1,0$  хв;  $t_{k(3)}$  – тривалість перебування суміші стічних вод та рециркуляційної рідини в кристалізаторі третього флотаційного модуля, хв, приймається за експериментальними даними.

Для визначення ширини першого та другого флотаційного модуля спочатку обчислюються їх об'єми.

$$W_{\text{заг}(i)} = W_{\Phi(i)} + W_{c(i)} + W_{k(i)}, \text{ м}^3. \quad (16)$$

$$W_{z(i)} = (1 + \sum k_i - k_i) q_{\Phi} t_{z(i)} / 60, \text{ м}^3. \quad (17)$$

$$W_{k(i)} = (1 + \sum k_i - k_i) q_{\Phi} t_{k(i)} / 60, \text{ м}^3, \quad (18)$$

де  $W_{\text{заг}(i)}$  – загальний об'єм  $i$ -го флотаційного модуля, м<sup>3</sup>;  $W_{\Phi(i)}$  – об'єм  $i$ -ї флотаційної камери, що визначається за формулою (2), м<sup>3</sup>;  $W_{z(i)}$  – об'єм  $i$ -го змішувача, м<sup>3</sup>;  $W_{k(i)}$  – об'єм  $i$ -го кристалізатора, м<sup>3</sup>;  $t_{z(i)}$  – тривалість перебування суміші стічних вод і рециркуляційної рідини в змішувачі  $i$ -го флотаційного модуля, хв,  $t_{z(i)} = 0,5 \dots 1,0$  хв;  $t_{k(i)}$  – тривалість перебування суміші стічних вод та рециркуляційної рідини в кристалізаторі  $i$ -го флотаційного модуля, хв, приймається за експериментальними даними.

Визначається ширина першого та другого флотаційного модуля з урахуванням того, що всі модулі мають однакову довжину, рівну довжині третього модуля  $L_{\text{заг}}$ , а також довжини змішувачів, кристалізаторів та флотаційних камер

$$B_{\Phi(i)} = W_{\text{заг}(i)} / L_{\text{заг}} H_{\Phi}, \text{ м.} \quad (19)$$

$$L_{\text{з}(i)} = W_{\text{з}(i)} / B_{\Phi(i)} H_{\Phi}, \text{ м.} \quad (20)$$

$$L_{\text{к}(i)} = W_{\text{к}(i)} / B_{\Phi(i)} H_{\Phi}, \text{ м.} \quad (21)$$

Загальна висота багатокамерного флотатора з паралельним розміщенням модулів флотації знаходиться за формулою (9).

У якості прикладу виконаємо розрахунок першого флотаційного модуля багатокамерного флотатора з послідовним розміщенням модулів (рис. 1, а). З експериментальних даних, наведених у табл. 2, впливає, що для стічних вод з рН 7,0–7,2 після підлучування при висоті шару рідини (суміші стічних вод і насиченої повітрям води) у колонці флотації  $h_{\Phi(i)} = 1,0$  м і тривалості флотації  $t_{\Phi(i)} = 15$  хв розрахункова швидкість розподілу фаз за формулою (1) буде

$$u_{\Phi(1)} = 1000 \cdot 1,0 / 60 \cdot 15 = 1,11 \text{ мм / с.} \quad (22)$$

Ця швидкість приймається для розрахунку флотаційної камери 1-го ступеня. Для флотатора з робочою висотою 1,5 м та продуктивністю 10,0 м<sup>3</sup>/год з урахуванням, що витрата рециркуляційної рідини становить 30% від витрати стічних вод ( $k_f = 0,3$ ), а коефіцієнт корисного використання об'єму флотаційної камери  $K_{\text{к}(i)} = 0,90$  об'єм цієї камери за формулою (2) становить

$$W_{\Phi(1)} = (1 + 0,3) 10,0 \cdot 1,5 / 3,6 \cdot 0,9 \cdot 1,11 = 5,4 \text{ м}^3. \quad (23)$$

Довжина і ширина флотаційної камери 1-го ступеня щодо довжини камери до її ширини  $a = 4$  відповідно до формул (3) і (4) будуть

$$L_{\Phi(1)} = \sqrt{4 \cdot 5,4 / 1,5} = 3,8 \text{ м } B_{\Phi(1)} = 3,8 / 4 = 0,95 \text{ м.} \quad (24)$$

За формулами (7) та (8) обчислюються довжини змішувача та кристалізатора при тривалості перебування в них стічних вод (без урахування рециркуляційної рідини) відповідно 1,0 хв та 2,5 хв, а також загальна довжина першого флотаційного модуля

$$L_{\text{з}(1)} = (1 + 0,3 - 0,3) 10,0 \cdot 1,0 / 60 \cdot 1,5 \cdot 0,95 = 0,12 \text{ м.} \quad (25)$$

$$L_{\text{к}(1)} = (1 + 0,3 - 0,3) 10,0 \cdot 2,5 / 60 \cdot 1,5 \cdot 0,95 = 0,3 \text{ м.} \quad (26)$$

$$L_{\text{заг}(1)} = 3,8 + 0,12 + 0,3 = 4,22 \text{ м.} \quad (27)$$

Загальна висота флотатора за формулою (9)

$$H_{\text{заг.}} = 1,5 + 0,3 + 0,2 = 2,0 \text{ м.} \quad (28)$$

Аналогічним чином після експериментального визначення швидкості флотаційного розподілу фаз при рН 8,0...8,2 та рН 9,5...9,7

проводиться розрахунок другого та третього флотаційного модуля.

**Висновки.** Багатокамерні флотатори особливо ефективні за високої концентрації металів у стічних водах. Їх застосування дозволяє селективно і більш повно вилучати метали зі стічних вод у вигляді малорозчинних сполук завдяки різному значенню рН у кожній флотаційній камері. Конкретні величини рН процесу, тривалості кристалізації та швидкості флотаційного розподілу твердої та рідкої фаз визначаються експериментально.

1. Долина Л. Ф. Современная техника и технологии для очистки сточных вод от солей тяжелых металлов : монография. Дніпро : Континент, 2008. 254 с. 2. Краткий химический справочник / под общ. ред. члена-корреспондента АН УССР О. Д. Куриленко. 4-е изд., испр. и доп. Київ : Наукова думка, 1974. 991 с. 3. Филипчук В. Л. Очищення багатокomпонентних металовміщуючих стічних вод промислових підприємств. Рівне : УДУВГП, 2004. 232 с. 4. Филипчук В. Л., Древецький В. В., Филипчук Л. В., Клепач М. І. Автоматизоване керування природоохоронними системами очищення металовмісних стічних вод. Рівне : Овід, 2017. 288 с. 5. Мацнев А. И. Очистка сточных вод флотацией. Київ : Будівельник, 1976. 132 с.

## REFERENCES:

1. Dolyna L. F. Sovremennaiia tekhnika y tekhnolohyy dlia ochystky stochnykh vod ot solei tiazhelkh metallov : monohrafiya. Dnipro : Kontynent, 2008. 254 s. 2. Kratkyi khymycheskyi spravochnyk / pod obshch. red. chlenakorrespondenta AN USSR O. D. Kurylenko. 4-e yzd., yspr. y dop. Kyiv : Naukova dumka, 1974. 991 s. 3. Fylypchuk V. L. Ochyshchennia bahatokomponentnykh metalovmishchiuuchykh stichnykh vod promyslovykh pidpriemstv. Rivne : UDUVHP, 2004. 232 s. 4. Fylypchuk V. L., Drevetskyi V. V., Fylypchuk L. V., Klepach M. I. Avtomatyzovane keruvannia pryrodookhoronnymy systemamy ochyshchennia metalovmisnykh stichnykh vod. Rivne : Ovid, 2017. 288 s. 5. Matsnev A. Y. Ochystka stochnykh vod flotatsyei. Kyiv : Budivelnyk, 1976. 132 s.

---

**Fylypchuk V. L., Doctor of Engineering, Professor** (National University of Water and Environmental Engineering, Rivne), **Anopolskyi V. N., Candidate of Engineering (Ph.D.), Associate Professor** (Israel), **Prokopiev O. K., Engineer** (LTD Oparyadrembud)

## **CALCULATION OF A MULTI-CHAMBER FLOTATOR FOR CLEANING WASTEWATER FROM HEAVY METALS**

To date, the treatment of industrial wastewater from heavy metals is carried out mainly using reagent technologies. Heavy metals are separated in the form of insoluble compounds: hydroxides, sulphides, carbonates. Usually, phase separation occurs as a result of sedimentation. A more efficient method of separation is reagent flotation. In this case metals are separated in the form of flotation sludge on the water surface. Flotation separation of metal hydroxides allows to obtain a sludge with moisture content of 92–94%, while in sedimentation the moisture content of the sludge is 99%. As a consequence the amount of solid phase released is reduced and the material intensity of the equipment is significantly decreases. However, when wastewater contains metals with different pH values of hydroxide formation, it is difficult to ensure the required quality of treated water. At treatment plants, a compromise pH value is set, which is not always optimal for all metals. As a consequence, there is incomplete precipitation of some metals that have a pH of hydroxide formation different from the compromise value of pH alkalinisation of wastewater. For completeness of metal precipitation it is more effective to carry out the process of alkalinisation in stages, alternating between wastewater alkalinisation and subsequent separation of formed metal hydroxides. To realise this process, multi-chamber flotation plants with built-in mixers and crystallisers have been developed. In a multi-chamber flotation cell, each flotation module can be set to its own conditions for efficient metal recovery by adjusting the optimum pH value for a certain metal. The technological scheme of wastewater treatment with heavy metals using multi-compartment flotation modules, which can be arranged both in series and in parallel, is proposed. The description of the research methodology is given, as well as the scheme of the experimental unit. The method of calculation of multi-chamber flotators is described, allowing on the basis of the obtained experimental data to determine

**the structural dimensions of all the constituent modules of the water treatment plant: flotation cells, mixer, crystalliser. The dependence for determining the height of the flotation sludge layer is proposed. As an example, the calculation of the first flotation module of a multi-compartment flotator with sequential placement of modules is given.**

***Keywords:* wastewater; heavy metals; multi-chamber flotation; experimental installation; flotator calculation methodology.**