

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»

Н.М. Толстопалова, А. Л. Концевой, І.В. Косогіна, С.А. Концевой

ТЕХНОЛОГІЯ ТА ОБЛАДНАННЯ ОДЕРЖАННЯ ПИТНОЇ ТА ТЕХНІЧНОЇ ВОДИ

ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ОСНОВИ І АЛГОРИТМИ РОЗРАХУНКІВ ПРОЦЕСІВ ВОДОПІДГОТОВКИ

*Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського
як навчальний посібник для студентів,
які навчаються за спеціальністю 161 «Хімічні технології та інженерія»,
спеціалізацією «Хімічні технології неорганічних речовин та водоочищення»*

Київ
КПІ ім. Ігоря Сікорського
2018

Рецензент: Макарова Н.В. канд. техн. наук, с.н.с.

Відповідальний редактор Астрелін І.М., докт. техн. наук, професор

*Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського
(протокол №6 від 22.02.2018 р.)
за поданням Вченої ради хіміко-технологічного факультету
(протокол № 1 від 29.01.2018 р.)*

Електронне мережне навчальне видання
Толстопалова Наталія Михайлівна канд. техн. наук, доцент
Концевой Андрій Леонідович, канд. техн. наук, доцент
Косогіна Ірина Володимирівна канд. техн. наук, доцент
Концевой Сергій Андрійович канд. техн. наук, доцент

ТЕХНОЛОГІЯ ТА ОБЛАДНАННЯ ОДЕРЖАННЯ ПИТНОЇ ТА ТЕХНІЧНОЇ ВОДИ

Фізико-хімічні основи і алгоритми розрахунків процесів водопідготовки

Технологія та обладнання одержання питної та технічної води: Фізико-хімічні основи і алгоритми розрахунків процесів водопідготовки [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. спеціальності 161 «Хімічні технології та інженерія», спеціалізації «Хімічні технології неорганічних речовин та водоочищення» / Н.М. Толстопалова, А.Л. Концевой, І.В. Косогіна, С.А. Концевой ; КПІ ім. Ігоря Сікорського. – Електронні текстові дані (1 файл: 5,347 Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. – 130 с.

Анотація

Матеріал, викладений в електронному навчальному виданні, віддзеркалює сучасний стан підготовки води для потреб теплоелектростанцій з точки зору теорії, технології і розрахунку процесів попереднього, іоннообмінного, ультрафільтраційного і зворотньоосмотичного очищення природної води. Навчальний посібник забезпечує повноцінне проведення практичних занять і виконання курсового проекту. Розрахунок складу води після відповідної обробки, витрат реагентів і габаритів окремих апаратів реалізується як з використанням калькуляторів, так і персональних комп'ютерів. Виконання розрахунків конкретних технологічних процесів сприятиме розвитку інженерного, аналітичного і творчого мислення у майбутніх магістрів, набуття ними системних та професійних компетенцій.

© Н.М.Толстопалова, А.Л.Концевой, І.В.Косогіна, С.А. Концевой 2018

© КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018

ЗМІСТ

Вступ.....	4
1 Вибір та обґрунтування технологічної схеми.....	6
2 Фізико-хімічні основи процесів водопідготовки.....	8
2.1 Фізико-хімічні основи процесу коагуляції.....	8
2.2 Фізико-хімічні основи процесу механічного фільтрування.....	12
2.3 Фізико-хімічні основи триступінчатого іонообмінного очищення..	14
3 Ультрафільтраційне очищення води.....	17
3.1 Теоретичні основи ультрафільтрації.....	17
3.2 Розрахунок ультрафільтраційних мембран.....	24
3.3 Опис технологічної схеми підготовки питної води за допомогою мембранних процесів.....	29
3.4 Аналіз джерел та кількості відходів.....	31
3.5 Технологічні параметри основних стадій промивок ультрафільтраційної установки....	32
3.6 Режим роботи установки ультрафільтрації.....	33
4 Розрахунки зворотно осмотичних установок.....	43
4.1 Теоретичні основи та апаратурне оформлення.....	43
4.2 Розрахунок параметрів одноступеневої установки зворотного осмосу у середовищі MathCad.....	50
4.3 Реалізація розрахунку у середовищі Excel-VBA.....	53
5 Характеристика сировини та готової продукції.....	64
6 Опис технологічної схеми попереднього і іонообмінного очищення природної води.....	67
7 Алгоритми матеріальних розрахунків.....	72
7.1 Розрахунок освітлювача.....	72
7.2 Розрахунок механічного фільтра.....	75
7.3 Розрахунок рівноважних концентрацій іонів у вапнованій воді.....	77
7.4 Розрахунок фільтру змішаної дії.....	81
7.5 Розрахунок аніонітового фільтру другої ступіні.....	86
7.6 Розрахунок Н-катіонітового фільтру другої ступіні.....	90
7.7 Розрахунок декарбонізатора.....	93
7.8 Розрахунок аніонітового фільтру першої ступіні.....	94
7.9 Розрахунок Н-катіонітового фільтру першої ступіні.....	97
7.10 Розрахунок деаератора.....	100
8 Розрахунок і вибір основного і допоміжного обладнання.....	102
9 Результати розрахунків у середовищі MS Excel.....	113
Список використаної та рекомендованої літератури.....	129

ВСТУП

Вода широко використовується в різних галузях промисловості як теплоносіїв, чому сприяє широке поширення води в природі. Наявна в розпорядженні людей вода не може без очищення (обробки) бути теплоносієм у теплоенергетичних установках, оскільки сучасні ТЕС і АЕС в енергетичному циклі використовують воду високої якості з вмістом домішок у межах 0,1-1,0 мг/кг.

Устаткування сучасних ТЕС і АЕС експлуатується при високих теплових навантаженнях, що вимагає жорсткого обмеження товщини відкладень на поверхнях нагрівання. Такі відкладення утворюються з домішок, що надходять у цикли електростанцій, у тому числі і з додатковою водою, тому забезпечення високої якості водяних теплоносіїв є надзвичайно важливим завданням. Використання водяного теплоносія високої якості спрощує також рішення задач одержання чистої пари, мінімізації швидкостей корозії конструктивних матеріалів котлів, турбін і устаткування конденсато-живильного тракту. Таким чином, якість обробки води на ТЕС і АЕС дуже тісно пов'язана з надійністю й економічністю експлуатації сучасного високоінтенсивного котлотурбінного устаткування, з безпекою ядерних енергетичних установок.

Для задоволення різноманітних вимог до якості води, що споживається при виробленні електричної і теплової енергії, виникає необхідність спеціальної фізико-хімічної обробки природної води. В посібнику наведено відомості про фізико-хімічні основи основних стадій водопідготовки.

За останні роки інженерна праця зазнала певних змін, узявши курс на різке збільшення використання засобів обчислювальної техніки. При розробці нової техніки і технологічних процесів, плануванні, проведенні й обробці результатів експериментів, у науковій організації праці – у багатьох галузях інженерної діяльності робота з ЕОМ майже цілком

замінила аналітичні методи та ручні розрахунки. З'явився самостійний клас обчислювальних програм для ЕОМ – інженерних програм. Такі програми мають особливе значення при проектуванні, коли необхідно забезпечити багатоваріантність розрахунків. Однак кількість доступних для користувача програмних продуктів невелика і вони не охоплюють дану тематику в достатньому обсязі.

У навчальному посібнику розглядаються фізико-хімічні основи процесів водопідготовки, алгоритми розрахунків окремих стадій. Значне місце приділяється вибору основного і допоміжного устаткування технологічної схеми підготовки води методами коагуляції, механічного фільтрування, триступінчатого іонообмінного очищення. Посібник містить інформацію про сучасні методи обробки води: ультрафільтрацію і зворотний осмос.

Студентам пропонується скласти власну програму для багатоваріантних розрахунків. Наведені в посібнику алгоритми та контрольні розрахунки сприятимуть кращому розумінню студентами технології і принципів моделювання процесів водопідготовки, а створена студентом програма конкретної стадії дозволить йому скоротити витрати часу на багатоваріантні технологічні розрахунки при виконанні завдань практичних занять і курсовому проектуванні.

1 ВИБІР І ОБҐРУНТУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ

Поповнення втрат води в контурі ТЕС здійснюють хімічно знесолоною водою. Вибір схеми хімводоочистки роблять в залежності від типу електростанції, типу і тиску котлів, способу регулювання температури перегрітої пари, якості води [1]. Очищення додаткової води для котлів у більшості випадків здійснюють за комбінованою схемою, що складається з двох фаз обробки – попереднього очищення та іонного обміну.

Підготовка поверхневої води до проведення процесу хімічного знесолення вимагає видалення завислих і органічних речовин, заліза та вільної вуглекислоти. Забезпечення зазначених вимог буде виконано при проведенні процесу вапнування і коагуляції в освітлювачі з наступним фільтруванням на механічних фільтрах.

Для більш повного видалення органічних речовин і заліза, а також для укрупнення і прискорення осадження шламу, що утворився при вапнуванні, крім вапна і коагулянту, передбачається дозування в освітлювач флокулянту – поліакриламід (ПАА) [3].

Для підготовки додаткової води котлів теплових електричних станцій надвисокого і надкритичного тиску, а також парогенераторів атомних електричних станцій застосовують схему глибокого хімічного знесолення.

На теперішній час застосовують два типи схем підготовки додаткової води: рівнобіжну – для однофункціональних іонітових фільтрів і блокову – для різнофункціональних іонітових фільтрів. У першому випадку прояснену воду подають до кожного однойменного іонітового фільтра із загального колектора, а фільтрат збирають після цих фільтрів у самостійний колектор. В другому випадку до складу кожного блоку включають по одному фільтру відповідної ступені, з'єднаних послідовно. До недоліків рівнобіжної системи відносяться збільшення кількості

апаратів, збільшення кількості іонітів, менший коефіцієнт використання іонітів. Застосування блокової схеми дозволяє знизити капітальні витрати при спорудженні установки по очищенню додаткової води і поліпшити експлуатаційні показники. Відповідно з цим блокова схема очищення додаткової води включається в усі проекти сучасних потужних ТЕС.

Для повного знесолення додаткової води на ТЕС використовують тріступінчасту схему, тобто крім аніонітових і катіонітових фільтрів першої і другої ступіней, використовують фільтр змішаної дії, завантажений катіонітом у Н-формі й аніонітом у ОН-формі. У двоступінчатій схемі Н-ОН іонування залишковий сумарний вміст іонів виходить відносно високим і характеризується питомою електричною провідністю на рівні 0,4 – 0,6 мкСм/см. У тих випадках, коли на заключній стадії знесолення вода додатково прокачувалась через змішаний шар іонітів, вміщених у спеціальний фільтр, що називається фільтром змішаної дії, то одержували глибокознесолену воду з питомою електричною провідністю 0,07 – 0,1 мкСм/см [1].

Опис промислової схеми водопідготовки наведено в розділі 6.

2 ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСІВ ВОДОПІДГОТОВКИ

2.1 Фізико-хімічні основи процесу коагуляції

Обробка поверхневих природних вод для поповнення втрат пари і конденсату на теплових електростанціях починається з очищення їх від грубодисперсних та колоїдних домішок, які можуть виявитися причиною утворення вторинного накипу на поверхнях нагрівання, погіршення якості пари та забруднення іонітових матеріалів.

Видалення з води грубодисперсних домішок досягається освітленням її шляхом відстоювання і фільтрування.

Відстоювання води є природним процесом, при якому завислі у воді грубодисперсні частинки з густиною, що перевищує густину води, осаджуються під дією сили тяжіння. Освітлення води шляхом відстоювання здійснюється в освітлювачах. Освітлення води шляхом фільтрування полягає в пропусканні її через освітлювальні фільтри, завантажені зернистим фільтруючим матеріалом, що затримує грубодисперсні домішки води. Освітлення води без введення в неї реагентів застосовується в тих випадках, коли вона забруднена тільки грубодисперсними речовинами. Звичайно ж поверхневі води містять значну кількість колоїднодисперсних речовин з діаметром частинок менше 100 мкм, що не осаджуються в освітлювачах і не затримуються освітлювальними фільтрами.

Для повного освітлення води, що містить колоїднодисперсні речовини, необхідне укрупнення їхніх частинок, що досягається методом коагуляції.

Коагулюванням називається технологічний процес обробки води реагентами, що завершується коагуляцією її колоїдних домішок. Коагуляція є фізико-хімічним процесом злипання колоїдних часток і утворення грубодисперсних пластівців, що випадають в осад і видаляються з води осадженням їх в освітлювачах або фільтруванням на

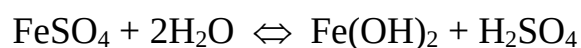
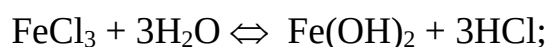
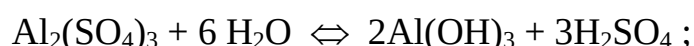
освітлювальних фільтрах. Реагенти, які застосовуються для коагулювання, називаються коагулянтами.

Ефект освітлення коагульованої води в освітлювачах нижче, ніж в освітлювальних фільтрах. З іншого боку, доцільне застосування освітлювальних фільтрів можливо тільки при незначному вмісті у воді грубодисперсних домішок. Тому звичайно застосовується двоступінчате освітлення води: а) коагулювання і затримка суспензії в освітлювачі зі зниженням її вмісту до 8 – 12 мг/кг; б) наступне глибоке освітлення фільтруванням коагульованої води, що містить тонкодисперсні завислі частинки, що не встигли осісти в освітлювачах.

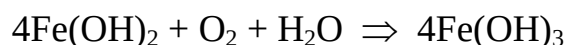
У результаті процесів коагулювання й освітлення збільшується прозорість води, знижується її окислюваність і відбувається її знебарвлення. При правильно проведених режимах коагуляції води видаляється приблизно 60 – 80% органічних речовин.

Для здійснення технологічного процесу коагулювання колоїдних домішок, що містяться у воді, як коагулянти застосовуються сірчаноокислий алюміній $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$, сульфат заліза (II) $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ і хлорид заліза (III) FeCl_3 .

У результаті реакцій гідролізу



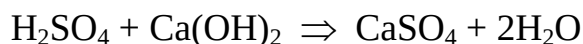
і наступного окислювання гідроксиду заліза (II) розчиненим у воді киснем



утворюються майже нерозчинні у воді гідроксиди алюмінію та заліза (III), що є нестійкими компонентами колоїдної системи.

Приведені реакції гідролізу можуть протікати лише за умов, якщо сірчана або соляна кислота, що утворюється при цьому, буде частково

нейтралізована бікарбонатами кальцію та магнію, що містилися у воді, а при їхній відсутності чи недостатній кількості – лужними реагентами, що додаються у воду: вапном $\text{Ca}(\text{OH})_2$, содою Na_2CO_3 чи їдким натром NaOH з доведенням рН до оптимальної величини. Наприклад [4]:



Як коагулянт при вапнуванні застосовується, як правило, залізний купорос $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, тому що хлорне залізо значно корозійно активніше, а застосування сірчанокислового алюмінію неможливо через амфотерні властивості останнього в лужному середовищі при $\text{pH} = 9 - 10,3$, при якому йде процес вапнування.

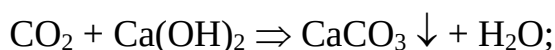
Гідроксид заліза (III) має амфотерні властивості. Наведена вище реакція окислювання гідроксиду заліза (II) в гідроксид заліза (III) в кислому і нейтральному середовищах протікає повільно, і процес коагуляції не завершується в очисних спорудах. Тому що при $\text{pH} > 8$ швидкість цього процесу підвищується, необхідно одночасно з введенням у воду сірчанокислового заліза додавати луг, сполучаючи коагуляцію з вапнуванням води. У цьому випадку реакція утворення гідроксиду заліза (III) може бути зображена наступним чином:



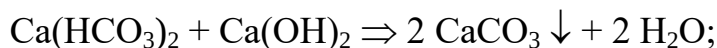
Крім того, вапнуванням, сполученим з коагуляцією, досягається видалення заліза з поверхневої води, видалення органічних речовин, зниження колірності води і часткове видалення кремнію.

Реакції процесу вапнування в молекулярній формі [3]:

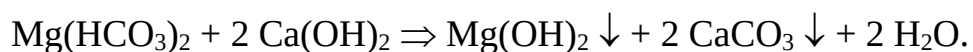
- видалення вільної вуглекислоти:



- видалення кальцієвої карбонатної твердості:



- видалення магнієвої карбонатної твердості:



Незалежно від застосовуваного коагулянту процес коагуляції протікає не миттєво, а вимагає для свого завершення деякого проміжку часу. Встановлено, що в процесі укрупнення колоїдні частинки проходять стадії "прихованої", а потім "явної" коагуляції, які супроводжуються утворенням пластівців і видаленням їх у вигляді осаду. Пластівці, що утворюються безпосередньо після присадки коагулянту і не видимі простим оком, поступово з'єднуються у великі комплекси, відбувається помутніння води, що з часом підсилюється, після чого утворюються ще більш великі і пухкі пластівці, що осаджуються на дно і захоплюють із собою всі грубодисперсні забруднення. Поступове осадження пластівців супроводжується підвищенням прозорості води.

Для прискорення процесу коагуляції застосовуються підігрів коагульованої води до 30 – 40 °С та перемішування її, завдяки чому колоїдні частки забруднень і коагулянту зазнають більш частих і сильних зіткнень, що призводить до їх злипання. Однак перемішування не повинне відбуватися занадто енергійно, щоб не роздрібнити утворені пластівці. Підвищення температури понад 40°С погіршує ефект освітлення внаслідок більш швидкого броунівського руху колоїдних часток і гальмування адсорбції їх пластівцями. Для прискорення процесу коагуляції широке застосування одержав поліакриламід (ПАА). Додавання ПАА в коагульовану воду після утворення пластівців коагулянту на тому рівні апарата, де завершено перемішування й утворені пластівці, навіть у дуже маленьких дозах (0,5 – 2,0 мг/кг) значно укрупнює й збільшує вагу пластівців коагулянту, що призводить до прискорення їхнього осадження і дає можливість підвищити швидкість підйому води в освітлювачах і їхню продуктивність. Розрив між введенням вапна і ПАА повинен бути не менш ніж 2 – 3 хв. ПАА випускається у вигляді гелеподібної маси (8 – 10%) і застосовується у вигляді розчину 0,1 – 0,2%-вої концентрації [4].

2.2 Фізико-хімічні основи процесу механічного фільтрування

Для глибокого видалення з води грубодисперсних частинок, пластівців коагулянту і зкоагульованих частинок застосовується фільтрування, тобто пропускання води через зернистий чи поруватий матеріал, завантажений в освітлювальні фільтри. При фільтруванні води тверді частинки затримуються на поверхні і в товщі фільтруючого матеріалу. У результаті фільтрування відбувається освітлення води. Якщо застосовується попередня коагуляція в освітлювачі, у якому затримується основна маса суспензії, і на фільтри надходить вода, що містить дрібні завислі частинки, фільтрування йде не на поверхні, а в товщі фільтруючого шару. При такому процесі повніше використовується вся товща зернистого завантаження фільтру і забезпечується високий ступінь освітлення.

На основі результатів глибокого вивчення фізичної природи, механізму і закономірностей процесу освітлення води, при русі її через зернисті завантаження освітлювальних фільтрів встановлено, що процес фільтрування має фізико-хімічну природу, а ефект освітлення води при фільтруванні пояснюється прилипанням завислих частинок до зерен фільтруючого шару і раніше прилиплим частинкам під дією молекулярних сил притягання. За своєю фізичною сутністю процес взаємодії і злипання різнорідних частинок, що значно розрізняються своїми розмірами, є коагуляційним, причому стійкість і прилипання дрібних частинок до великих значно вище, ніж інтенсивність взаємного злипання дрібних частинок, тому що імовірність попадання дрібної частинки у сферу притягання великої значно більше, ніж імовірність зіткнення дрібних частинок. Явище прилипання дрібних частинок, що містяться у воді, до поверхні зерен фільтруючого матеріалу одержало назву контактної коагуляції.

Такий процес має місце при фільтруванні води крізь фільтри після коагулювання і попереднього освітлення. Разом з водою у фільтри

надходять дрібні пластівці, що не встигли осісти в освітлювачах. При фільтруванні ці пластівці прилипають до зерен фільтруючого матеріалу й вода освітлюється. Основним фактором, що визначає ефект освітлення води фільтрами, є не співвідношення розмірів частинок, що надходять на фільтр, і пор у фільтруючому шарі, як це передбачалося раніше, а здатність частинок прилипати до поверхні зерен, завантажених у фільтри, що є результатом хімічної обробки води коагулянтном. Досвід показує, що при фільтруванні стійкої суспензії, не обробленої коагулянтном, навіть досить великі частинки вільно проходять через весь фільтруючий шар. Навпаки, при фільтруванні коагульованої води у фільтруючому шарі затримуються частинки будь-яких розмірів аж до дрібних, чим досягається високий ефект освітлення води при порівняно високих швидкостях фільтрування.

Фільтрування води відбувається за рахунок різниці тиску над h' і під h'' фільтруючим шаром: $\Delta h = h' - h''$. Величина Δh називається перепадом тисків чи втратою напору у фільтрі. Втрата напору у фільтруючому шарі тим більша, чим більше швидкість фільтрування, висота фільтруючого шару і ступінь засмічення останнього забрудненнями, що видаляються з води, і чим менші розміри зерен фільтруючого матеріалу і температура води, що фільтрується. Процес освітлення води фільтруванням супроводжується збільшенням гідравлічного опору фільтра внаслідок нагромадження в ньому затриманої суспензії і зменшення вільного обсягу пор між зернами фільтруючого матеріалу. Втрата напору при цьому підвищується від деякої найменшої величини, що відповідає чистому шару і становить 0,4 м вод. ст., до максимально припустимої, яка складає 3 м вод. ст. для безнапірних і 10 м вод. ст. для напірних освітлювальних фільтрів.

В міру збільшення опору фільтра зменшуються швидкість фільтрування і продуктивність фільтра. Тому для забезпечення необхідної продуктивності фільтру приходится періодично збільшувати перепад

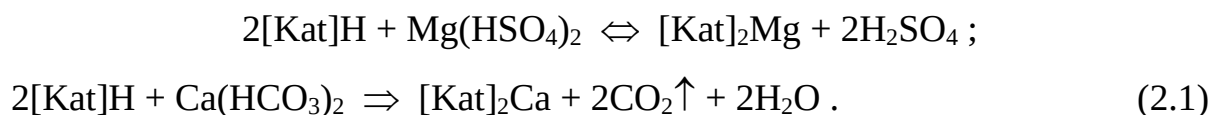
тисків у ньому шляхом збільшення ступеня відкриття засувки на трубопроводі, що підводить воду до фільтру. При досягненні максимально припустимого забруднення, що характеризується гранично припустимою втратою напору, фільтр виключається з роботи на розпушуючу промивку, що полягає в пропусканні крізь нього проясненої води знизу догори [4].

2.3 Фізико-хімічні основи триступінчатого іонообмінного очищення

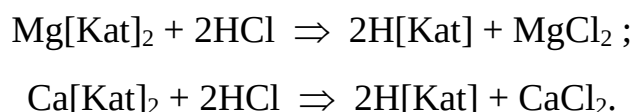
Іонітні методи обробки води засновані на здатності деяких практично нерозчинних у воді матеріалів вступати в іонний обмін з розчиненими у воді солями, сорбуючи з оброблюваної води одні іони і віддаючи в розчин еквівалентну кількість інших іонів, якими вони періодично насичуються при регенерації. Як нерозчинні фільтруючі матеріали використовують катіоніти й аніоніти.

Знесолююча установка призначена для підготовки води для котлів. На установці з трьома ступіннями катіонного й аніонного обміну досягається більш повне видалення кремнію і знесолення. На останній стадії встановлюється фільтр змішаної дії.

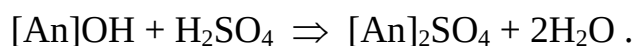
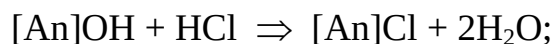
Прояснена вода після механічних фільтрів подається на Н-катіонітовий фільтр першої ступені, завантажений слабкокислотним катіонітом КУ-2-8. Н-катіонітовий фільтр першої ступені працює до "проскакування" іонів Ca^{2+} і Mg^{2+} , після чого регенерується кислотою. При очищенні води відбуваються такі реакції:



Регенерація здійснюється розчином соляної кислоти:



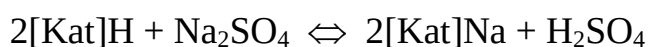
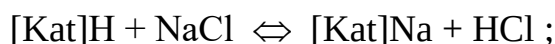
Після Н-катіонітових фільтрів першої ступені вода надходить на аніонітовий фільтр першої ступені, що завантажений слабоосновним аніоном АН-31. На ньому аніони сильних кислот обмінюються на іони OH^- за реакціями:



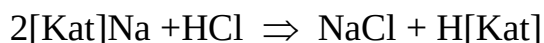
Відповідно до рівняння (2.1) при протіканні води через Н-катіонітовий фільтр першої ступені в процесі розкладання гідрокарбонатних солей виділяється вуглекислота, яка видаляється в спеціальному дегазаторі продуванням через воду повітря і розбризуванням води. Струмені води стікають по насадці декарбонізатора зверху вниз, а назустріч їм вентилятором подається повітря, що несе разом із власним потоком і пухирці вуглекислого газу.

Потім вода подається на катіонітовий фільтр другої ступені. Друга ступень Н-катіонітових фільтрів в основному затримує катіони Na^+ . Фільтр виводиться на регенерацію після "проскакування" у воду, що очищається цих катіонів, після чого фільтр зупиняють, розпушують, потім пропускають регенераційний розчин і відмивають.

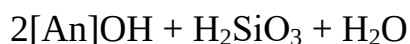
При очищенні води на другій ступені відбуваються такі реакції:



Регенерація здійснюється за такою схемою:



Після Н-катіонування вода надходить в ОН-аніонітовий фільтр другої ступені, що завантажений сильноосновним аніоном. При фільтруванні через нього відбувається заміна аніонів слабких кислот – кремнієкислоти, вуглекислоти, не десорбованої у декарбонізаторі, і т.д. – на іон гідроксидної групи OH^- .



Регенерація аніонітових фільтрів здійснюється 4%-ним розчином їдкого натру.

Для більш глибокого знесолення й видалення кремнію вода направляється на фільтр змішаної дії (ФЗД). Після ФЗД одержують глибоко знесолену воду з питомою електричною провідністю 0,07 – 0,1 мкСм/см.

Швидкість фільтрування у фільтрі складає близько 50 м/год.

Відключення ФЗД на регенерацію здійснюється за одним з наступних показників:

- проскакуванню сполук кремнієвої кислоти чи іону натрію;
- підвищенню заданої електричної провідності фільтрату;
- об'єму обробленої води.

Регенераційний цикл ФЗД складається з наступних операцій, проведених послідовно [1]:

1. Розпушення суміші іонітів висхідним потоком води, що призводить до розділення суміші відповідно до різниці питомих мас катіоніту й аніоніту.
2. Пропуск регенераційних розчинів з відводом їх із середнього дренажно-розподільного пристрою.
3. Попереднє відмивання водою розділених шарів іонітів від продуктів регенерації по лініях подачі регенераційних розчинів.
4. Перемішування іонітів стисненим повітрям.
5. Остаточне відмивання змішаного шару подачею води зверху вниз.

З УЛЬТРАФІЛЬТРАЦІЙНЕ ОЧИЩЕННЯ ВОДИ

Ультрафільтрація (УФ) - це процес мембранного розділення, при якому відбувається фільтрування рідини під дією різниці тисків до і після мембрани. Мембрани, що використовуються в даних методах, це пористі перегородки з певним розміром пор.

3.1 Теоретичні основи ультрафільтрації

Механізм мембранного розділення заснований на «ситовому» ефекті - відбувається селективне видалення всіх частинок з розмірами більше розміру пор мембрани. Частинки, розмір яких перевищує максимальний розмір пор, затримуються мембраною. Більша частина води і частинки, розміри яких менше максимального розміру пор, проходять через мембрану, утворюючи пермеат. Сольовий склад води при цьому залишається незмінним.

Технологія ультрафільтрації ґрунтується на використанні пористих мембран з діаметром пор від 0,01 до 0,1 мкм. Діаметр пор мембран визначає домішки, що видаляються за допомогою даної технології. Ультрафільтрація як технологія підготовки води має ряд переваг перед традиційною фільтрацією:

- 1) ефективне видалення домішок колоїдної дисперсності;
- 2) ефективне видалення мікробіологічних домішок;
- 3) відсутність ймовірності проскоку домішок, які видаляються в очищену воду;
- 4) потрібні значно менші площі;
- 5) менші витрати води на власні потреби.

Основними типами мембран для УФ є неорганічні мембрани з керамічних матеріалів або металів, а також пористі полімерні мембрани з поліетилену і поліпропілену, політетрафторетилену (ПТФЕ), полісульфону (ПС), поліефірсульфону (ПЕС) і полівініліденфториду (ПВДФ).

Найбільш важливими характеристиками таких мембран є розміри пор, механічна міцність, хімічна стійкість і ступінь змочуваності (гідрофільність або гідрофобність). Важливим показником є також розподіл пор за розмірами – найкращими вважаються ті мембрани, у яких абсолютна більшість пор лежить у вузькому діапазоні діаметрів. Приклад такого розподілу пор показаний на рисунку 3.1.

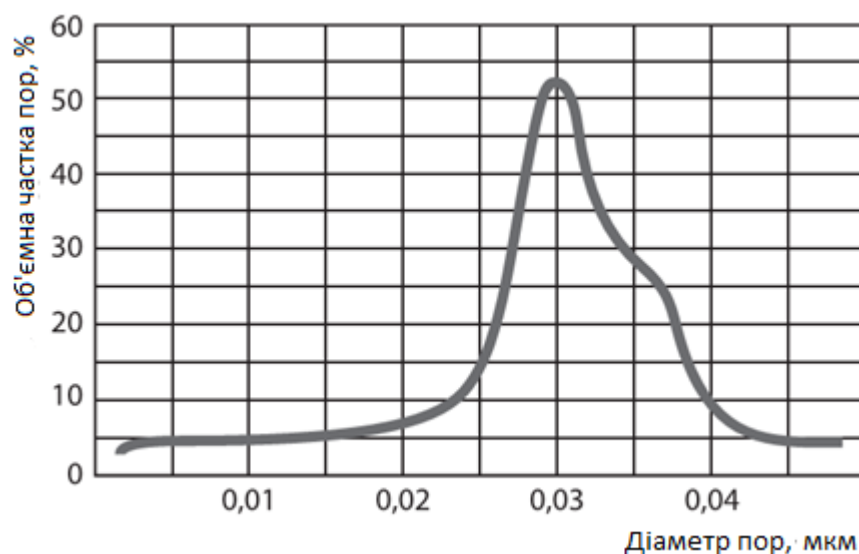


Рисунок 3.1 – Розподіл пор мембрани ультрафільтрації по розмірам.

Механічна міцність, яка характеризується як міцність на розрив або як еластичність мембранного полотна або волокна, є важливим показником, що свідчить про те, наскільки легко матеріал мембрани здатний переносити вплив тиску води. Найбільш міцними на даний момент є мембрани з ПВДФ.

Хімічна стійкість матеріалів мембран вказує на те, який спектр вод можна обробляти за допомогою даної мембрани, а також - наскільки інтенсивно можна проводити хімічні промивки мембран.

Основними показниками хімічної стійкості є інтервал рН і стійкість до впливу активного хлору. Значення цих показників наводяться в специфікаціях мембранних елементів.

Показник гідрофобності або гідрофільності матеріалу мембрани вказує на те, як інтенсивно мембрана пропускає воду. Виражено гідрофільні мембрани дуже легко змочуються і пропускають воду, але так само легко можуть бути забруднені відкладеннями домішок вихідної води.

Гідрофобні мембрани стійкіші до забруднення, однак мають меншу питому продуктивність. Останнім часом для виробництва мембран використовують гідрофілізовані (шляхом додаткової обробки) полімери, наприклад гідрофілізований ПВДФ.

Найбільшого поширення набули такі форми мембран для УФ, як трубки і порожнисті волокна, описані вище. Для таких форм мембран можливі два основні варіанти фільтрації:

1) якщо розділюючий шар знаходиться на внутрішній поверхні волокна, то вода, яка очищується подається всередину волокна (трубки), а фільтрат відводиться назовні – так званий спосіб фільтрування "зсередини назовні";

2) якщо розділюючий шар знаходиться на зовнішній поверхні волокна (трубки), то вода, яка очищується подається зовні, а фільтрат збирається у внутрішньому каналі - так званий спосіб фільтрування "зовні всередину".

Переваги способу фільтрування "зсередини назовні":

- можливість забезпечити високі значення витрати потоку фільтрату при зворотному промиванні, що сприяє ефективному очищенню поверхні від забруднень;

- можливість регулювання швидкості потоку в каналі волокон в цілях оптимізації гідродинамічного режиму для зниження осадоутворення на поверхні;

- можливість режиму рециркуляції вод з високим вмістом зважених часток.

Недоліки такого способу: менша площа фільтрування і знімання фільтрату з одного волокна в порівнянні зі способом фільтрування "зовні всередину", і, відповідно, більш високі витрати енергії.

Переваги способу фільтрування "зовні всередину": більша площа фільтрування і, отже, більш високе знімання фільтрату з одного волокна; як наслідок – необхідно менший тиск води, що знижує енерговитрати; компактність установок, так як мембранні елементи не завжди повинні знаходитися в корпусах (перш за все при безнапірному фільтруванні).

Недоліки цього способу фільтрування: порівняно низька витрата фільтрату при зворотному промиванні, що ускладнює якісну регенерацію мембрани і може призводити до скорочення робочого циклу; неможливість забезпечити однорідний характер омивання мембран, що очищається водою, що призводить до нерівномірного відкладення осаду на поверхні і, як наслідок, обмеження допустимого вмісту завислих домішок у воді.

Схематично два описаних способи фільтрування зображені на рисунку 3.2.

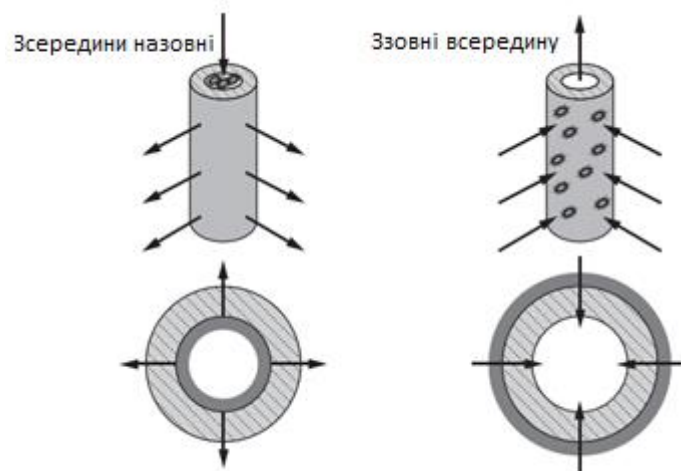


Рисунок 3.2 – Схематичне зображення фільтрацій "зсередини назовні" та "зовні всередину".

За способом організації процесу і забезпечення рушійної сили – різниці тисків – УФ поділяють на занурювальну (вакуумну) і напірну.

Рушійна сила вакуумної фільтрації виникає на мембрані при створенні розрідження (вакуумування) в лінії фільтрату. Застосовувані для цих цілей модулі найчастіше представляють собою безкорпусні касети з блоків порожнистих волокон, трубок або плоскорамних елементів, які

занурюються в ємності з водою, що очищується. У процесі фільтрування насос створює вакуум всередині волокон або трубок і відкачує пермеат з модуля.

Недоліком даного методу є очевидна обмеженість робочого трансмембранного тиску і тому менші значення питомого знімання. З іншого боку, такий метод дозволяє обробляти води з високою каламутністю.

При напірному фільтруванні вода нагнітається насосом, і саме тиск води, що очищається забезпечує протікання процесу розділу. Очевидно, що під час фільтрації відкладення домішок будуть приводити до зростання трансмембранного тиску. При досягненні певного значення цього показника проводиться промивка мембранного елемента зворотним струмом води.

Схематично робота такого елемента показана на рисунку 3.3:



Рисунок 3.3 - Залежність трансмембранного тиску від час роботи при проведенні зворотних промивок і хімічної мийки (діаграма циклів роботи установки).

Таким чином, стає зрозуміло, що відновлення властивостей полуволоконних мембран в процесі експлуатації є необхідним етапом роботи установок УФ.

Для фізичного усунення домішок з поверхні мембрани використовують зворотну промивку. Це необхідно періодично робити для забезпечення тривалої експлуатації мембрани. У випадках, якщо зворотна промивка неефективно справляється з видаленням домішок (постійний приріст трансмембранного тиску), використовують промивання із застосуванням хімічних реагентів, які руйнують і/або розчиняють домішки, які накопичуються.

У разі ультрафільтрації прийнято виділяти два типи хімічних промивок: СЕВ (англ. Chemically enhanced backwash – зворотна промивка із застосуванням хімічних реагентів) і СІР (англ. Clean in place – періодична хімічна промивка). Частота використання зворотних промивок, а також СЕВ і СІР визначаються якістю вихідної води. При високій якості вихідної води немає необхідності застосування хімічної промивки.

Орієнтовні параметри проведення хімічних промивок мікро- і ультрафільтраційних елементів наведені в таблиці 3.1.

Слід розуміти, що в переважній більшості випадків для визначення оптимальних умов експлуатації, і в тому числі періодичності і параметрів хімічних промивок, необхідне проведення пілотних випробувань технології на конкретній воді.

На сьогоднішній день основним типом ультрафільтраційних систем у промисловій водопідготовці є багатомодульні системи, що представляють собою один і більше модулів ультрафільтрації, розміщені на рамі разом з запірною арматурою, обладнані контрольно-вимірювальними приладами і засобами автоматизації (КВП) і іншими необхідними компонентами.

Таблиця 3.1 – Орієнтовні параметри проведення хімічних промивок мікро- і ультрафільтраційних елементів

СЕВ промивка		СІР промивка	
NaOH	Для видалення домішок органічної природи. NaOH концентрацією 0,5 г/дм ³ . Частота використання - кожні 10-12 годин.	NaOH концентрацією 1 г/дм ³ або 2 г/дм ³ . рН 12	Частота використання - кожні 1-3 місяці. Потужність потоку 1,5-2,0 м ³ /год на 1 модуль.
HCl	Для видалення колоїдних і неорганічних домішок. Кислота виступає окислю-вачем. Як правило, HCl концентрацією до 1 г/дм ³ . Частота використання - кожні 72 години.	Як правило, HCl концентрацією 2 г/дм ³ . рН 2	Тривалість – близько 120-150 хв. Рекомендується підігрів промивних розчинів

Головні переваги та переваги промислової багатомодульної ультрафільтраційної системи:

- Управління установкою повністю автоматизовано з виведенням інформації на пульт оператора;
- Розмір пор сучасних мембран забезпечує високу якість очищеної води, яке зберігається навіть під час пікових підвищень каламутності вихідної води;
- Мембрани витримують високу концентрацію вільного хлору, що дозволяє мінімізувати утворення біовідкладень на мембрані і тим самим збільшити інтервал між хімічними очистками.

Важливою обставиною є простота експлуатації системи, що забезпечує зниження витрат, скорочення числа обслуговуючого персоналу.

3.2 Розрахунок ультрафільтраційних мембран

Забезпечення середньодобової продуктивності за очищеною водою становить 200 м³/год, потрібно знайти кількість обраних мембранних елементів за формулою:

$$n = \frac{Q_c \cdot 1000}{S \cdot q}, \quad (3.1)$$

де n – кількість мембранних елементів;

Q_c – продуктивність технологічної схеми, м³/год;

S – площа 1-го мембранного елемента, м²;

q – питома продуктивність елемента, дм³/(м²·год).

$$n = \frac{200 \cdot 1000}{51 \cdot 80} \approx 48 \text{ шт.}$$

Одна ультрафільтраційна установка (модуль) містить 8 мембран. Отже, необхідно передбачити 6 мембранних модулів.

Для видалення забруднень з поверхні мембран необхідно розрахувати витрати води на зворотню промивку за формулою:

$$Q_p = \frac{n \cdot S \cdot q_i \cdot t_i}{3600 \cdot 1000}, \quad (3.2)$$

де Q_p – витрати води на зворотню промивку, м³;

q_i – питома витрата води на промивку 1-го елемента, м³/(м²·год);

t_i – тривалість однієї промивки, с.

$$Q_p = \frac{48 \cdot 51 \cdot 80 \cdot 40}{3600 \cdot 1000} = 2,2 \text{ м}^3$$

Кількість зворотних промивок, яка приходить на отримання 1000 м³ УФ перміату становить:

$$n_p = \frac{1000 \cdot 60}{Q_c \cdot t} = \frac{1000 \cdot 60}{500 \cdot 60} = 2, \quad (3.3)$$

де t – частота зворотних промивок [1]¹.

$$n_p = \frac{1000 \cdot 60}{200 \cdot 20} = 15.$$

При зворотних промивках не відмиваються абсолютно всі частинки, що забили пори мембрани або відклалися на поверхні. Саме тому необхідно періодично проводити СЕВ та СІР промивки. СЕВ промивка складається з тих же стадій, що й зворотна, але з додаванням більшої кількості реагентів. СІР промивка – хімічне реагентне очищення мембран – проводиться приблизно раз на місяць.

Витрата води для приготування розчину гіпохлориту натрію становить:

$$V_{CIP} = n \cdot V_p, \quad \frac{56 \cdot 500}{1000} = 28 \quad (3.4)$$

де V_{CIP} – об'єм води, необхідний на приготування розчину гіпохлориту натрію, м³.

1

1. Расчет основных параметров ультрафильтрации [Електронний ресурс] // НПЦ ПромВодОчистка. URL: <http://uf-inge.ru>.

$$V_{CIP} = \frac{56 \cdot 200}{1000} = 11,2 \text{ м}^3.$$

На отримання 1000 м³ необхідно провести CIP промивок:

$$n_{CIP} = \frac{1000}{t_p \cdot f_{CIP} \cdot Q_c}, \quad (3.5)$$

де t_p – години роботи модуля за добу, год/добу;

f_{CIP} – кількість діб між CIP промивками, діб.

$$n_{CIP} = \frac{1000}{24 \cdot 3 \cdot 200} = 0,07.$$

Розрахунок витрати реагентів, необхідних для приготування розчину гіпохлориту натрію. Гіпохлорит натрію у товарній формі (10%):

$$m_{NaClO} = \frac{C_{NaClO} \cdot V_{CIP} \cdot 100}{10}, \quad m_{NaOCl} = \frac{C_{NaOCl} \cdot V_{CIP} \cdot 100}{15} \quad (3.6)$$

де m_{NaOCl} – маса товарного гіпохлориту, необхідна для приготування розчину гіпохлориту натрію, г;

C_{NaOCl} – доза гіпохлориту для CIP, г/дм³.

$$m_{NaClO} = \frac{2 \cdot 11,2 \cdot 100}{10} = 224 \text{ г}.$$

Установка CIP-промивки мембран

Установка CIP-промивки мембран складається з:

- ємності 3 м³ з пристроєм для уловлювання випаровувань реагенту;

- насосу продуктивністю 60 м³/год;
- картриджного фільтру продуктивністю 60 м³/год;
- електронагрівача потужністю 18,5 кВт;
- запірної арматури, трубої обв'язки, приладів КВПіА та шафи управління, поєднаною із силовою шафою.

Усе обладнання змонтовано на рамі.

Установку оздоблено всіма необхідними приладами контролю.

Управління установкою здійснюється по місцю.

Електрична потужність установки – 25 кВт.

Габаритні розміри установки – 2000х4500х2000мм.

Вага установки в робочому стані – 4000 кг.

Насосна станція промивки модулів ультрафільтрації

Насосна станція SU V 30–SHS 65/160–75 виробництва SU-GROUP (Україна) складається з:

- трьох насосів продуктивністю 100 м³/год;
- запірної арматури, трубої обв'язки, приладів КВПіА та шафи управління, поєднаною із силовою шафою.

Усе обладнання змонтовано на рамі.

Установку оздоблено всіма необхідними приладами контролю.

Щит управління станції підключається до автоматичної системи управління установкою.

Електрична потужність установки – 22 кВт.

Габаритні розміри установки – 2500х2100х1600мм.

Вага установки в робочому стані – 500 кг.

Ємність УФ-перміату

Ємність ультрафільтраційного перміату виробництва фірми АСІО
(Україна).

Матеріал – поліпропилен.

Робочий тиск – під наливом.

Місткість – 20 м³.

Габаритні розміри – Ø 2000, Н 1550 мм.

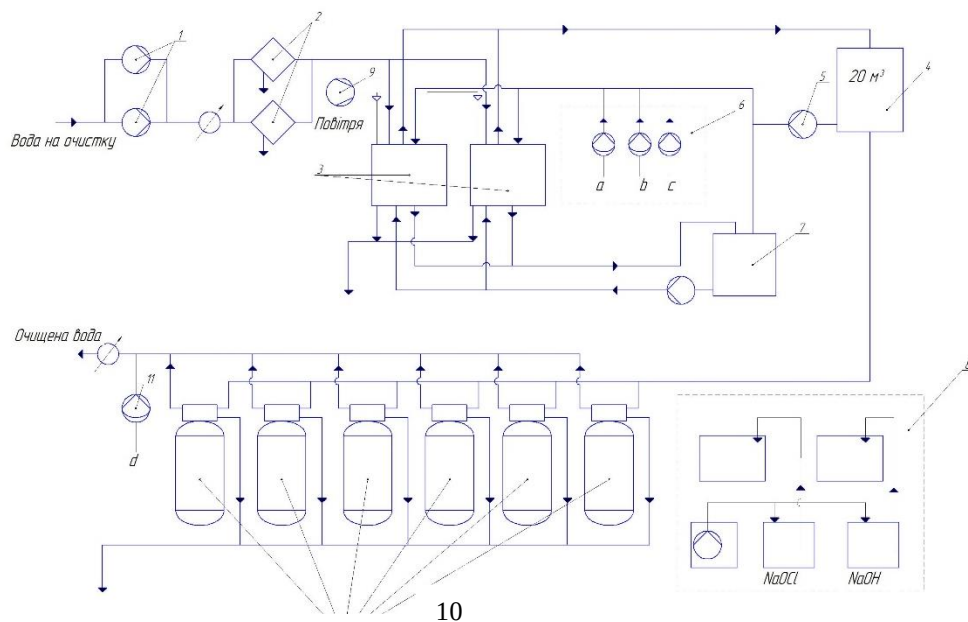
Вага в робочому стані – 23000 кг.

3.3 Опис технологічної схеми підготовки питної води за допомогою мембранних процесів

Сировиною є неочищена вода з р. Дніпро. У процесі очищення вода проходить наступні стадії:

1. Фільтрування на механічних сітчастих фільтрах;
2. Фільтрування на ультрафільтраційній установці;
3. Очищення води від органічних сполук на вугільних фільтрах.

Технологічна схема очищення води представлена на рисунку 3.4.



1 – насосна станція подачі вихідної воли, 2 – сітчастий механічний фільтр, 3 – УФ модуль, 4 – ємність 20 м³, 5 – насосна станція зворотного промивання УФ-модуля, 6 – станція СЕВ УФ модулів, 7 – станція СІР УФ модулів, 8 – вузол приготування реагентів, 9 – компресор, 10 – вугільні фільтри, 11 – станція хлорування

Рисунок 3.4 – Технологічна схема установки очищення води.

Сира вода подається з резервуара запасу вихідної води на установку насосною групою подачі сирової води поз.1. Далі вода надходить на сітчастий механічний фільтр з рейтингом фільтрації 200 мкм для

видалення грубодисперсних зважених речовин поз. 2. Передбачено два фільтра марки AMIAD M104C.

Вода після грубої механічної фільтрації надходить на установку ультрафільтрації поз. 3, що забезпечує тонку фільтрацію води до 0,03 мкм, що дозволяє очистити воду від зважених частинок, високомолекулярних органічних речовин, мікроорганізмів.

Ультрафільтраційні модулі вимагають короткочасної періодичної промивки очищеною водою, для чого передбачена установка накопичувальної ємності УФ пермеата об'ємом 20 м³ поз.4 і насосна станція промивання поз. 5. Перемикання режимів роботи установки проводиться автоматично за заданою програмою. Крім того, для хімічної промивки та хімічної регенерації модулів в складі установки є спеціальне устаткування, що включає: ємності приготування розчинів, насоси подачі розчинів реагентів, насоси-дозатори і контрольно-вимірювальні прилади. Вода після установки ультрафільтрації для очищення від органічних домішок подається на вугільні фільтри поз. 10.

Після вугільних фільтрів в потік води вводиться розчин гіпохлориту натрію для забезпечення мікробіологічної стабільності води. Потім вода подається в наявний на підприємстві резервуар чистої води, звідки далі подається споживачам за існуючою схемою.

3.4 Аналіз джерел та кількості відходів

Річна вода за допомогою насоса надходить до механічного фільтра, де проходить першу стадію очистки від грубодисперсних домішок. Після цієї стадії утворюється перший твердий осад. Наступною стадією після механічного фільтра є ультрафільтраційна мембрана для відокремлення дрібнодисперсних частинок, а також для того, щоб досягти дезінфекції (видалення 99,99% бактерій і вірусів); освітлення води (зниження каламутності і кольоровості води); високого ступеня очищення води від заліза і марганцю; ефективного видалення колоїдного кремнію і органічних речовин та ін.

Викиди після даної стадії, в основному з'являються після промивки ультрафільтраційної мембрани. До них входить осад, що складається з пластівців коагулянту зі стадії попереднього очищення, а також дрібнодисперсних часток, бактерій тощо.

Раз в 1-3 місяці звичайної промивки стає недостатньо для повного очищення мембрани і тоді застосовують СІР-промивку (clean in place), тобто залежно від типу забрудника мембрани, в систему додають тільки хімічні реагенти, наприклад, гіпохлорит натрію, кислоту, луг. Для промивки використовуються концентровані розчини кислот і лугів. Через мембрану пропускають розчин кислоти і потім нейтралізують розчином лугу. Ці стоки взаємонейтралізуються та використовуються для промивання механічного фільтра.

Частіше використовується СЕВ-промивка (chemical enhanced backwash). Для цього процесу УФ-мембрану піддають інтенсивній промивці водою з такими самими реагентами, але меншою їх концентрацією. Зливи після нейтралізації застосовують також для промивки механічних фільтрів.

3.5 Технологічні параметри основних стадій промивок ультрафільтраційної установки

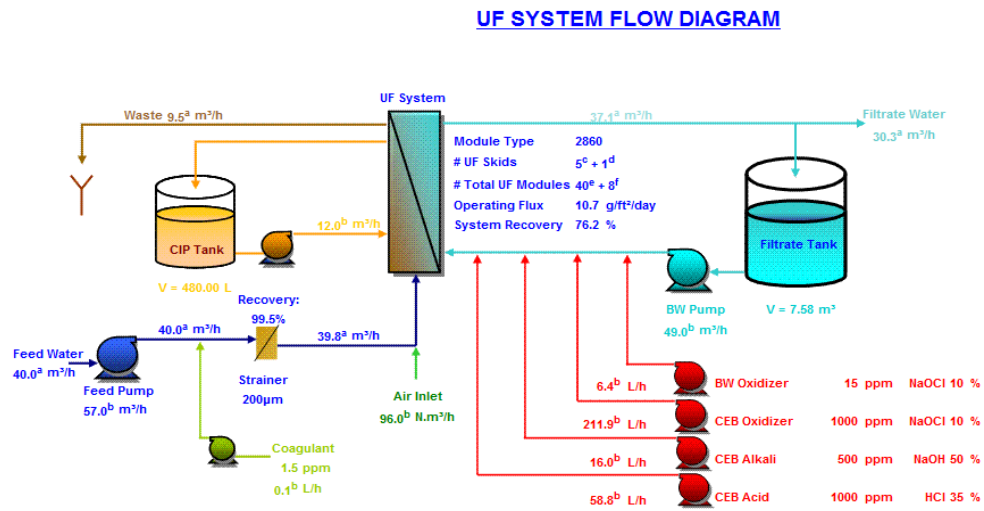


Рисунок 3.5 – Схема та технологічні параметри установки ультрафільтрації розраховані в програмному продукті UF SYSTEM FLOW.

3.6 Режими роботи установки ультрафільтрації

Ультрафільтраційний модуль включає мембранний вузол, що складається з мембранних елементів SFP-2860, а також вузол розподілу води на мембрани, що включає прилади КВП (витратомір, манометри, датчик тиску), автоматичну і ручну арматуру.

Стандартна робота УФ-модуля включає послідовність чергування режиму ВИРОБНИЦТВО (фільтрація) і режиму ПРОМИВКА.

При автоматичному управлінні перемикання режимів роботи модулів проводиться відповідно до програми контролера, і ультрафільтраційний модуль може бути переведений в режими:

- ВИРОБНИЦТВО;
- ПРОМИВКА;
- АВТОВИМК (АВТОВИМКНЕННЯ);
- АВТОВИМК ПРОМИВКА (АВТОВИМКНЕННЯ ПРОМИВКА);
- СТОП;
- АВАРІЯ.

Режими промивки мають кілька стадій (підрежимів):

- барботаж;
- ЗЛИВ;
- зворотної промивки 1;
- зворотної промивки 2;
- ПРЯМА ПРОМИВКА.

При ручному управлінні оператор може запустити режими:

- СЕВ_CL - СЕВ-промивка с гіпохлоритом;
- СЕВ_NaOH - СЕВ-промивка з лугом;
- СЕВ_HL - СЕВ-промивка з кислотою;
- Консервація;

- ПРОМИВКА.

Або перейти на РУЧНЕ УПРАВЛІННЯ обладнанням - тестове.

Режим ВИРОБНИЦТВО (фільтрація).

В режим ВИРОБНИЦТВО модуль перекладається керуючим контролером при наявності дозволяючого сигналу від датчика рівня в збірнику води, поз.8.

При первісному запуску модуля для видалення залишків хімічних речовин або повітря, що потрапили в модуль, включається режим ПРОМИВКА або тільки стадія ПРЯМА ПРОМИВКА (FF - «forward flush»). Після завершення промивки модулі можуть бути переведені в режим ВИРОБНИЦТВО (фільтрація).

На рисунках 3.6 ÷ 3.13 наведено зображення потоків при різних режимах роботи модуля, при цьому модуль схематично зображено у вигляді однієї мембрани.

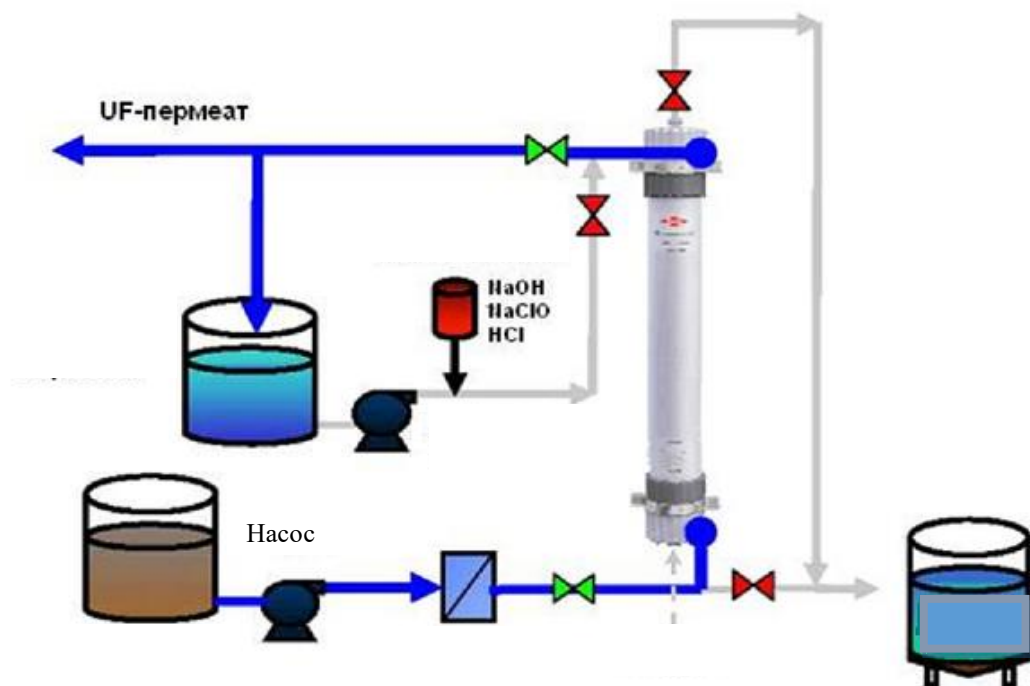


Рисунок 3.6 – Режим ВИРОБНИЦТВО (фільтрація).

В режимі ВИРОБНИЦТВО контролюється значення витрати УФ-пермеата і значення перепаду тиску в модулі. Може контролюватися стан автоматичних засувки, якщо цей вид контролю включений.

Режим ПРОМИВКА.

Режим ВИРОБНИЦТВО ультрафільтраційного модуля триває 20-60 хвилин, згідно закладеної в контролер програмі. В процесі роботи відбувається накопичення забруднень і зростання трансмембранного тиску (ТМР). Наприкінці встановленого часу робочого циклу, модуль переводиться в режим ПРОМИВКА, що включає кілька стадій:

- барботаж повітрям - стадія Барботаж;
- дренавання (злив) води з модуля - стадія Злив;
- зворотний промивання через верхній вихід - стадія Зворотній Промивка 1;
- зворотний промивання через нижній вихід - стадія Зворотній Промивка 2;
- пряму промивку – стадія Пряма Промивання.

Кожна стадія тривати 20-60 секунд, загальний час промивки може становити від 3 до 10 хвилин. Періодичність, послідовність і тривалість стадій ПРОМИВКИ задається в програмі контролера.

Програма котролер дозволяє оператору коригувати ці параметри.

Модуль переводиться в режим ПРОМИВКА керуючим контролером при виконанні умов переходу в режим ПРОМИВКА і наявності дозволяючого сигналу.

Умови переведення модуля в режим ПРОМИВКА:

- По максимальному рівню в збірнику УФ-пермеата;
- Витікання заданого номінального часу фільтроцикла;
- Зниження витрати УФ-пермеата нижче мінімального;

Забороною для перевodu модуля в режим ПРОМИВКА є промивка іншого модуля. В цьому випадку модуль переводиться в режим АВТОВИМК ПРОМИВАННЯ.

Після повного циклу всіх стадій промивання модуль перекладається автоматично в режим ВИРОБНИЦТВО або АВТОВИМК, якщо ємність повна.

Якщо модуль необхідно вивести з експлуатації, повинні бути зроблені наступні кроки: виконати зворотну промивку, додати консервант в модулі і закрити всі клапани на модулі.

Параметри режимів: частота проведення промивок, тривалість стадій, використання гіпохлориту, уточнюються в процесі пуско-наладки, і можуть бути скориговані з урахуванням подальшого досвіду експлуатації.

Стадія барботажу повітрям використовується для ослаблення прилипання відфільтрованих частинок осаду на зовнішній поверхні мембрани. Повітря вводиться на зовнішню поверхню волокон і переміщається на вихід через верхній штуцер.

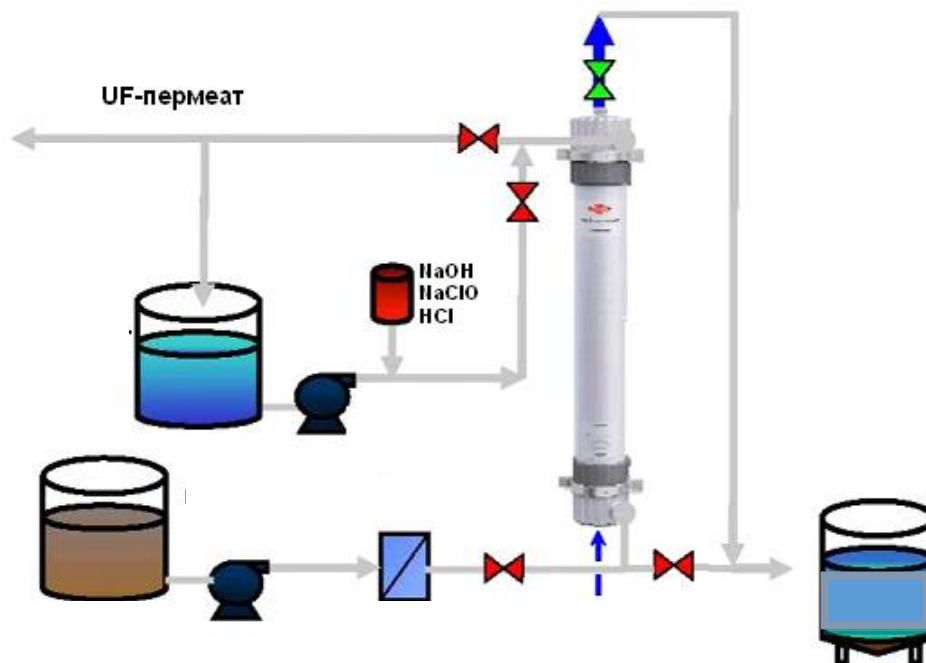


Рисунок 3.7 – Стадія барботажу повітрям ультрафільтраційних модулів.

Після 20 до 30 секунд барботажа повітрям проводиться злив води з модуля через заслінки під дією сили тяжіння для видалення зірваних повітрям частинок. Якщо барботаж повітрям не використовується, зворотна промивка починається зі зливу води з модуля під дією сили тяжіння, щоб видалити концентрат перед початком промивки.

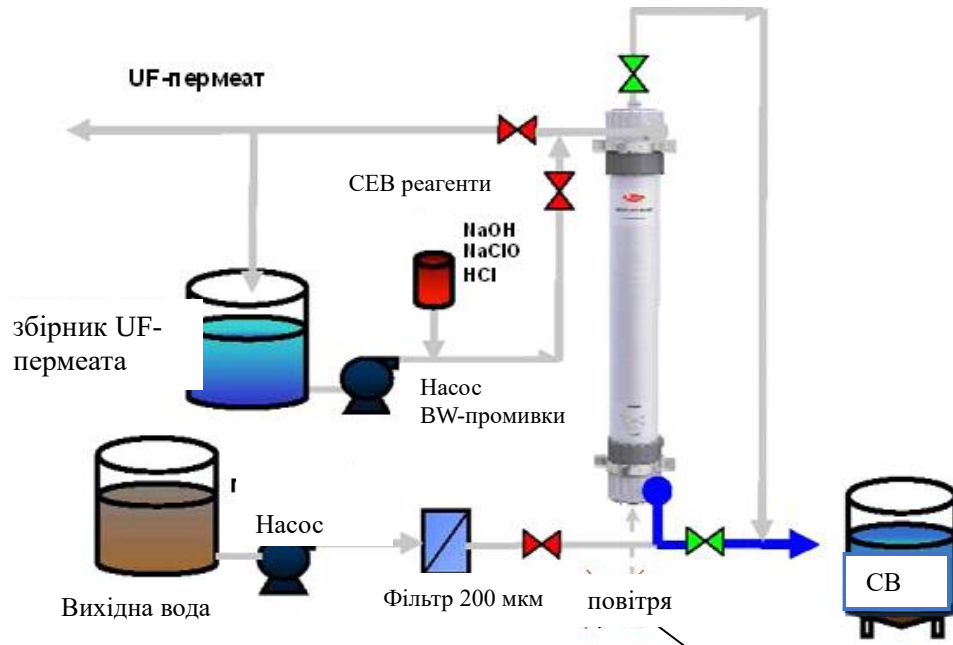


Рисунок 3.8 – Стадія зливу води з модуля після барботажа повітрям

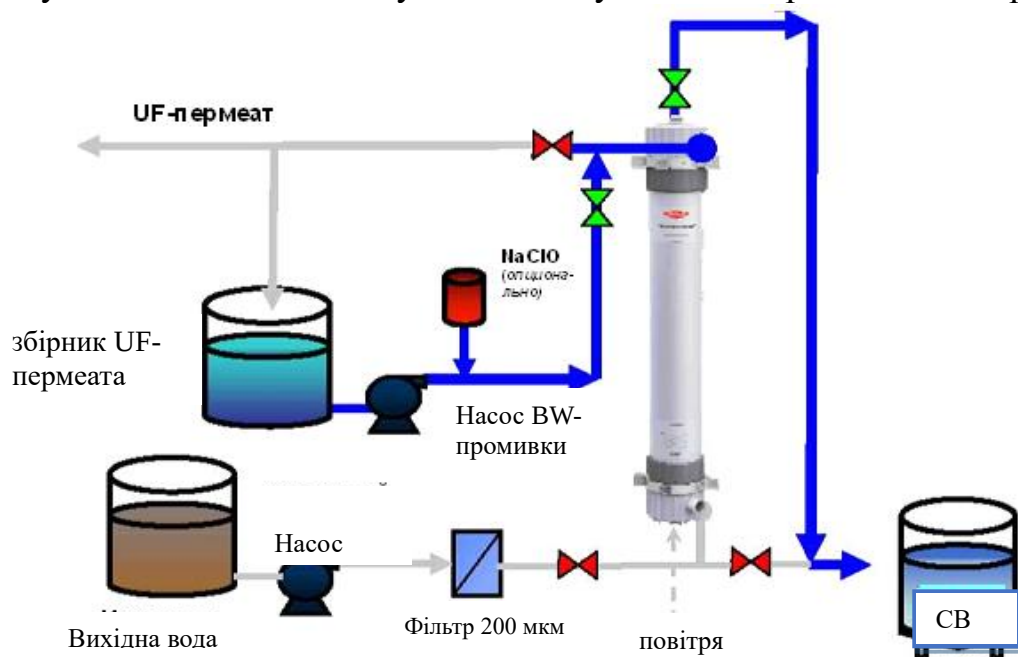


Рисунок 3.9 – Зворотня промивка через верхній вихід модуля - зворотне промивання 1.

Після зливу виконується зворотна промивка через верхній вихід (стадія зворотного промивання 1) - перший крок зворотного промивання для видалення забруднень в області найбільшої концентрації забруднень. Напрямок потоку в волокнах при промивці протитоку пермеата і виконується «зсередини і назовні», при цьому відбувається змив забруднень і видалення брудної води з модуля через верхній вихід. Стадія зворотної промивки 1 виконується за допомогою насосів зворотної промивки поз.5, з можливістю дозування гіпохлориту натрію насосом-дозатором.

На другому етапі здійснюється зворотна промивка модуля через верхній вихід модуля – стадія зворотної промивки 2. Напрямок потоку в волокнах при промивці також протилежно потоку пермеата і відбувається «зсередини і назовні», при цьому відбувається видалення брудної води з модуля через нижній вихід. Стадія зворотного промивки 2 також проводиться за допомогою насосів промивки.

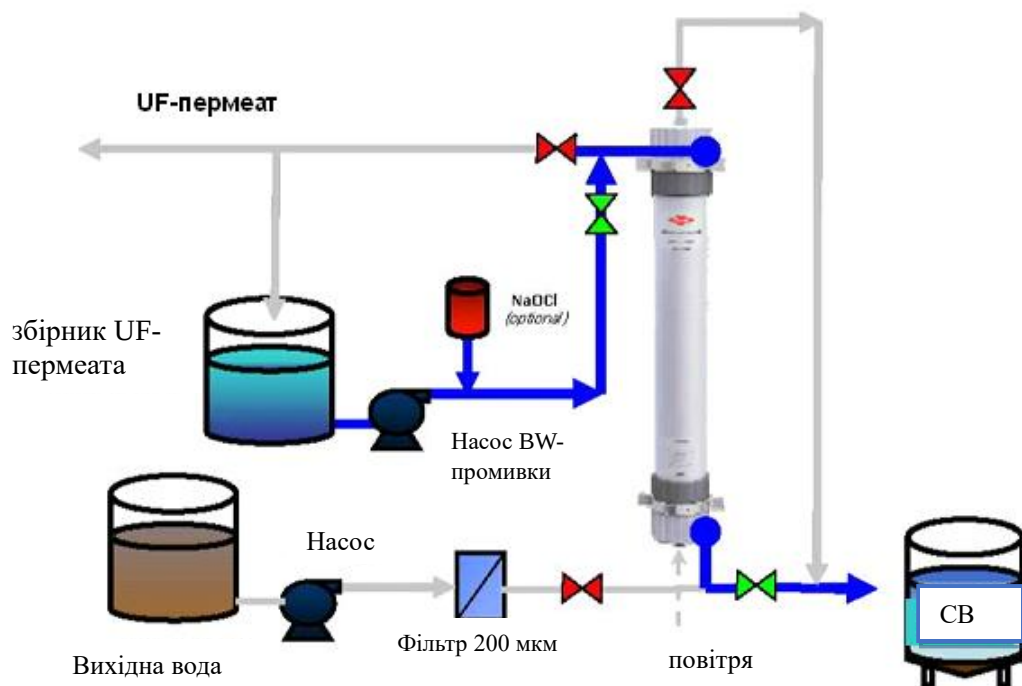


Рисунок 3.10 – Зворотня промивка через нижній вихід модуля - зворотне промивання 2.

Для повернення в режим фільтрації після закінчення зворотної промивки для видалення залишкових забруднень, що перебувають на зовнішній поверхні волокон, і видалення повітря виконується пряма промивка. Стадія прямої промивки проводиться за допомогою насосів вихідної води.

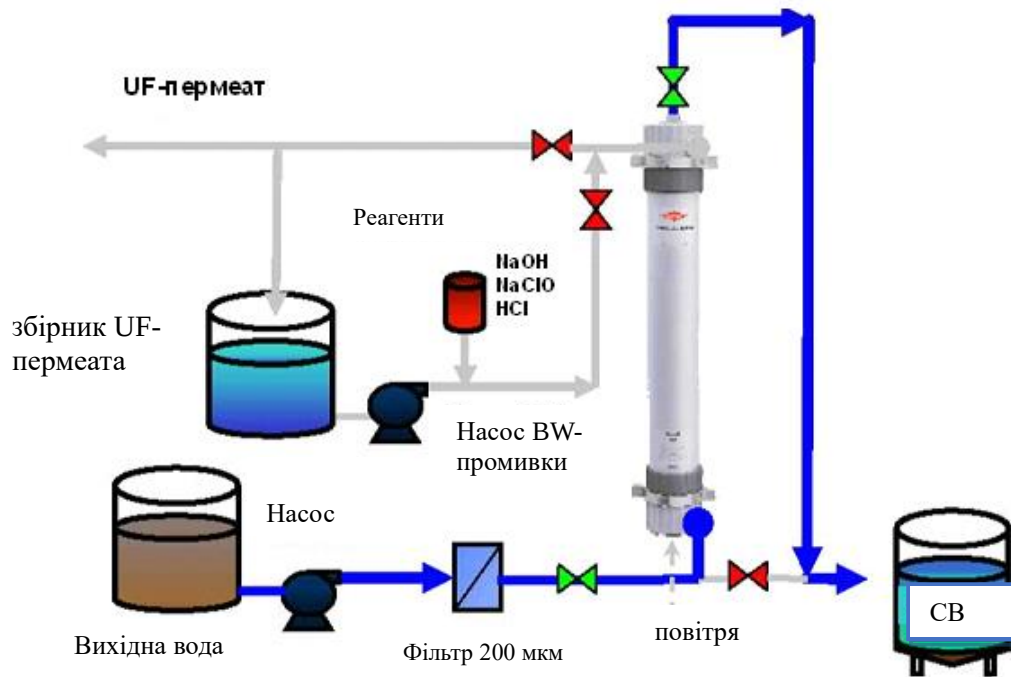


Рисунок 3.11 – Стадія ПРЯМОЇ ПРОМИВКИ.

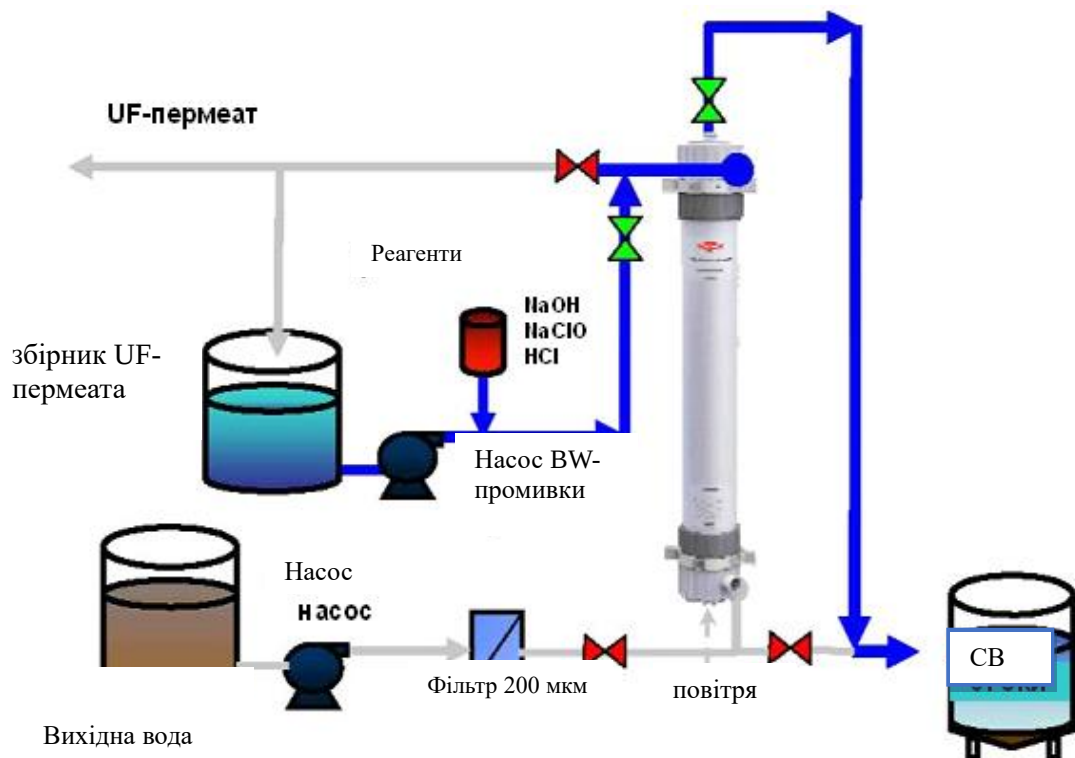


Рисунок 3.12 – СЕВ-промивка зі скиданням промивної води через верхні штуцери модуля.

Режим СЕВ-промивки.

СЕВ-промивка (Chemically Enhanced Backwash – хімічно поліпшена промивка) може проводитися при необхідності для більш ефективної очистки поверхні мембрани від забруднень. СЕВ-промивка включає ті ж стадії, що і звичайна промивка, але з використанням на стадії зворотного промивання 1 дозування кислоти, або лугу, або гіпохлориту натрію, а також додатково стадії замочування.

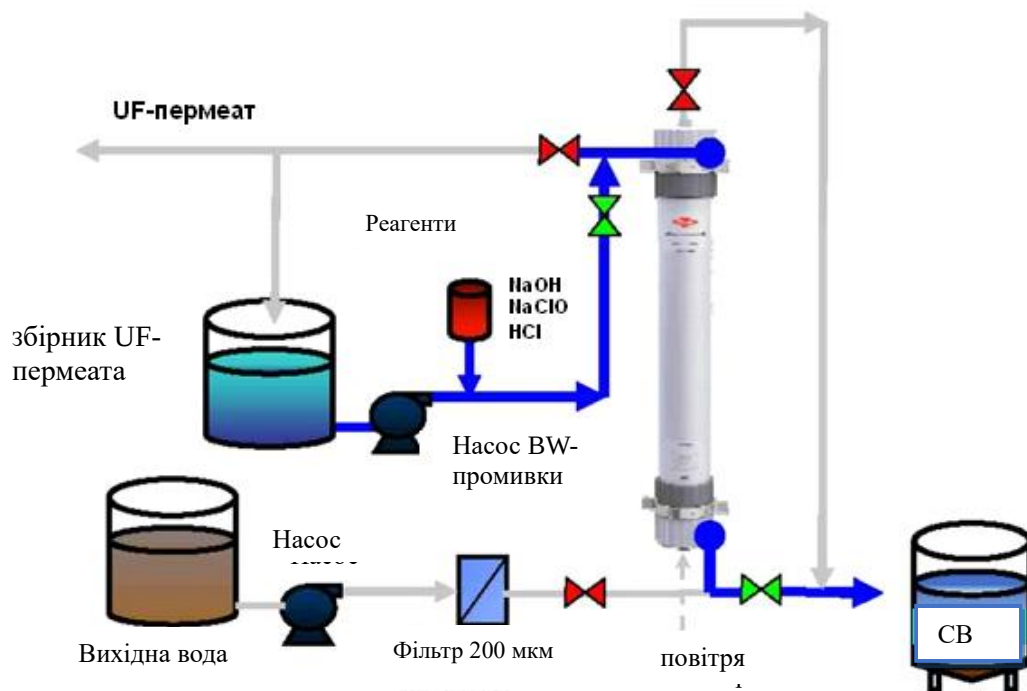


Рисунок 3.13 – СЕВ-промивка зі скиданням промивної води через нижній вихід модуля.

Стадія замочування тривати від 5 до 10 хвилин, цей час дозволяє реагентам вступити в реакцію із забрудненнями, які осіли до поверхні мембрани або проникли в стінки волокон. Після замочування виконується стадія прямої промивки для видалення залишкових забруднювачів на зовнішній поверхні волокон. У разі необхідності можна провести повний режим промивки. СЕВ-промивка проводиться в ручному режимі.

режим АВТОВИМК

Модуль може бути переведений в режим АВТОВИМК по сигналу контролера, в разі надходження застережливого сигналу – максимального рівня в збірнику УФ-пермеата.

У режимі очікування закриті всі автоматичні засувки, вода на вихід модуля не надходить. Переклад установки в режим ВИРОБНИЦТВО виробляється при дозвільному сигналі контролера.

режим СТОП

Робота модуля може бути перервана оператором, і модуль перекладається з режиму ВИРОБНИЦТВО в режим СТОП, аналогічний

режиму АВТОВИМК, що б тим, що модуль повернення в режим ВИРОБНИЦТВО, тільки з дозволяючого сигналу оператора з клавіатури контролера.

Модуль переводиться в режим СТОП перед запуском вручну режимів СЕВ-промивки, Консервацію або ПРОМИВАННЯ.

АВАРІЯ

Робота модуля може бути перервана при виникненні аварійних ситуацій і модуль переводиться в режим АВАРІЯ, аналогічний режиму СТОП. Причина аварії висвічується в Екрані АВАРІЙ.

До аварійних ситуацій відносяться:

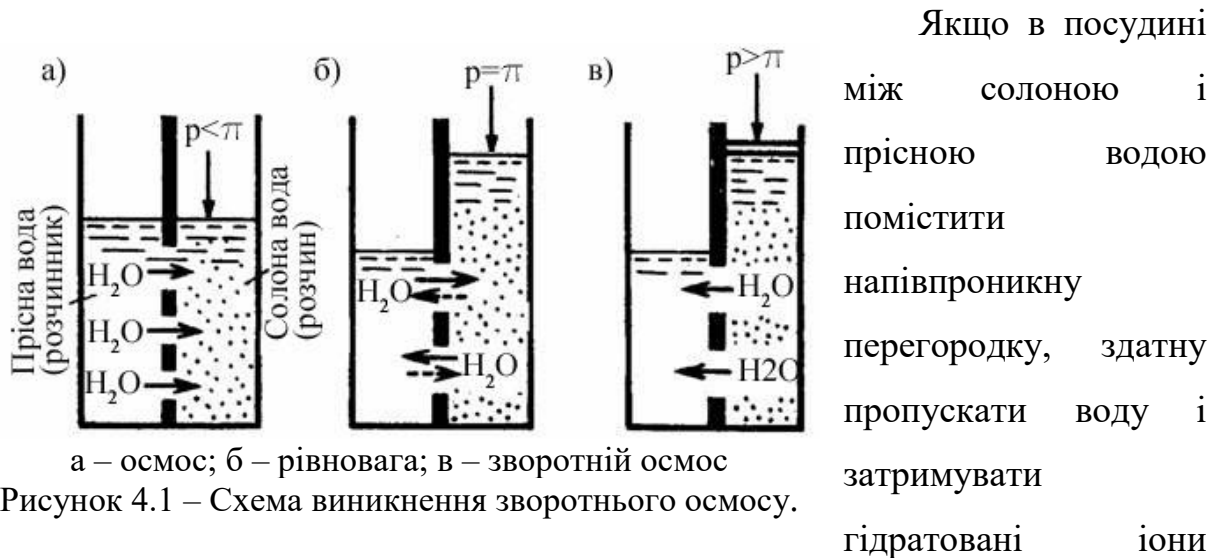
- Неправильне положення засувки (приводу),
- Мінімальний рівень в ємності для промивки при промиванні.

Модуль може бути переведений в режим ВИРОБНИЦТВО, тільки з дозволяючого сигналу оператора після ліквідації аварії [2-4].

4 РОЗРАХУНКИ ЗВОРОТНЬО ОСМОТИЧНИХ УСТАНОВОК

4.1 Теоретичні основи та апаратурне оформлення

Під терміном *осмос* розуміється процес самочинного перетікання менш концентрованого розчину в більш концентрований через розділяючу їх напівпроникну мембрану.



розчинених у воді солей, то можна спостерігати, як прісна вода починає поступати у відсік із солоною водою (рисунок 4.1, а).

Перетікання чистої води відбувається внаслідок різниці концентрацій рідини по обох сторонах мембрани. Через якийсь час рівень прісної води стане помітно нижче за рівень солоного розчину. Різниця рівнів у момент сталої *рівноваги* і характеризуватиме осмотичний тиск розчиненої речовини в розчині (рисунок 4.1, б). Величина осмотичного тиску залежить від різниці концентрацій солей в розчинах.

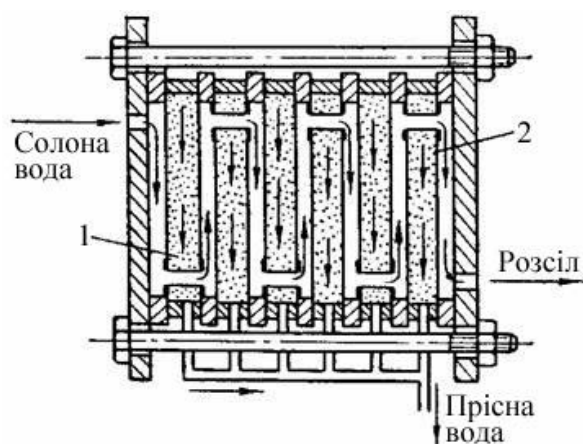
Якщо створити в розчині тиск, що перевищує осмотичний, то виникає міграція молекул води в напрямі, зворотному її природному руху, тобто вода з розчину починає перетікати через мембрану в прісну воду (рисунок 4.1, в). Такий процес відомий під назвою *зворотного осмосу*.

Опріснення солоної води методом зворотного осмосу ґрунтується якраз на процесі перетікання солоного потоку при створенні додаткового

надмірного тиску, що перевищує осмотичне, в напрямі від розчину до прісної води крізь напівпроникні мембрани.

Явище осмосу може відбуватися без фазових перетворень, коли молекули води мігрують через канали мембрани, дуже вузькі для міграції іонів розчинених речовин. Це явище одержало назву *гіперфільтрації*.

Мембрани виготовляють з полімерних матеріалів, пористого скла, графіту, металевої фольги.



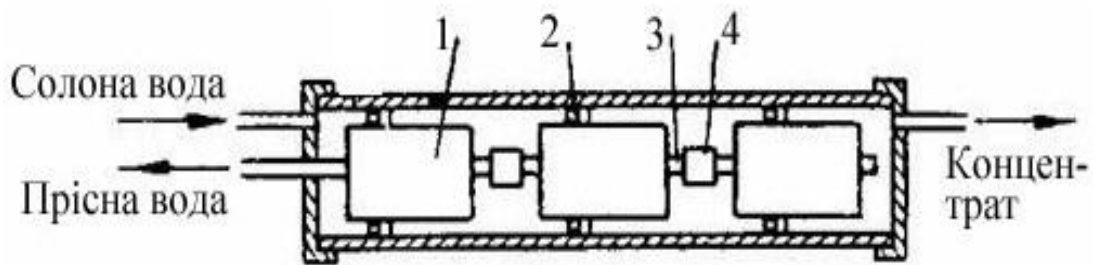
1 – пористі пластини; 2 - мембрани

Рисунок 4.2 – Схема зворотного осмотичного апарату з плоскокамерними елементами.

За виглядом мембранних елементів *зворотньоосмотичні апарати* діляться на плоскокамерні (рисунок 4.2), рулонні (рисунок 4.3), трубчасті (рисунок 4.4) і з порожнистими волокнами (рисунок 4.5).

Апарати з плоскокамерними елементами (рисунок 4.2) можуть бути виконані з металевих плит,

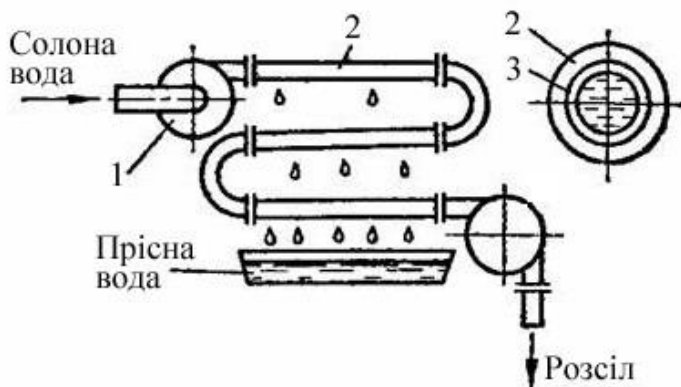
що стягують пакети пластин з пористої бронзи, по обох сторонах яких розташовані мембрани. Солонa вода подається під високим тиском у простір між двома мембранами. Пористі плити, витримуючи величезний гідралічний одночасно служать дренажною системою, через яку фільтрується вода.



1 –рулонний фільтрувальний елемент; 2 –ущільнювальне кільце; 3 -
трубка водовідведення; 4 - муфта

Рисунок 4.3 – Схема зворотньо осмотичного апарату
рулонного типу.

Солонна вода, яка потрапляє в *апарат рулонного типу* (рисунок 4.3), поступає в напірні канали рулонних фільтруючих елементів (рисунок 4.6), рухається уздовж них, опріснюється і у вигляді концентрату відводиться. Опріснена вода прямує по спіральним каналам до центру фільтруючого елемента і трубою відводиться з апарату. Ущільнюючі кільця перешкоджають попаданню солонної води в зазор між фільтруючими елементами і корпусом апарату. На рисунку 4.4 зворотньо осмотичного *апарату з трубчастими мембранами*, що поміщаються усередині пористих труб із склопластику. Схеми подібних апаратів можуть розрізнятися, якщо мембрани розташовуються зовні пористих труб або всередині і зовні труби.

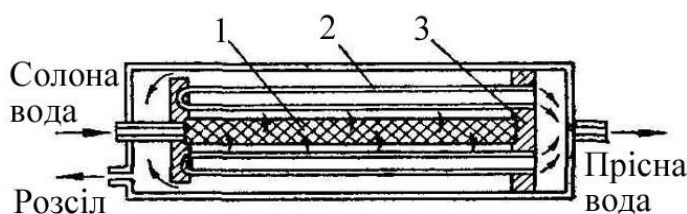


1 – насос; 2 – пориста труба; 3 - мембрана

Рисунок 4.4 – Схема зворотньоосмотичного
апарату з трубчастими мембранами.

Перспективним є використання зворотньоосмотичних апаратів з мембранами із порожнистих волокон, що є полімерними трубками діаметром 50-200 мкм (відношення діаметру до товщини рівне 4-5); вони здатні витримувати великий тиск. Такі волокна намотуються шарами навколо центральної пористої труби діаметром 120-220 мм і поміщаються в напірний циліндровий контейнер (рисунок 4.5). Кінці волокон закріплюються у пробці з епоксидної смоли, утворюючи в торці камеру фільтрату, а концентрат солей відводиться з корпусу контейнера.

Застосування методу зворотного осмосу при сучасній конструкції відповідних апаратів обмежене утворенням на поверхні мембрани



1 – розподільна трубка; 2 – порожнисте волокно; 3 – перегородка камери фільтрату
Рисунок 4.5 – Схема зворотньоосмотичного апарату з порожнистими волокнами.

солена насиченої плівки, яка значно знижує продуктивність таких апаратів.

Робочий тиск у зворотно осмотичному процесі значно перевищує

осмотичний, оскільки потужність процесу визначається різницею тисків. Так, для опріснення солоної води при вмісті солей 3,5% робочий тиск у зворотно осмотичному апараті становить 7-8 МПа, тоді як осмотичний тиск цієї води досягає 2,45 МПа. Потреба застосування високих робочих тисків, які можуть досягати 10-25 МПа для очищення та опріснення концентрованих розчинів, є значним обмеженням використання зворотного осмосу, незважаючи на низькі питомі витрати енергії (у 8-10 разів менші порівняно з дистиляцією).

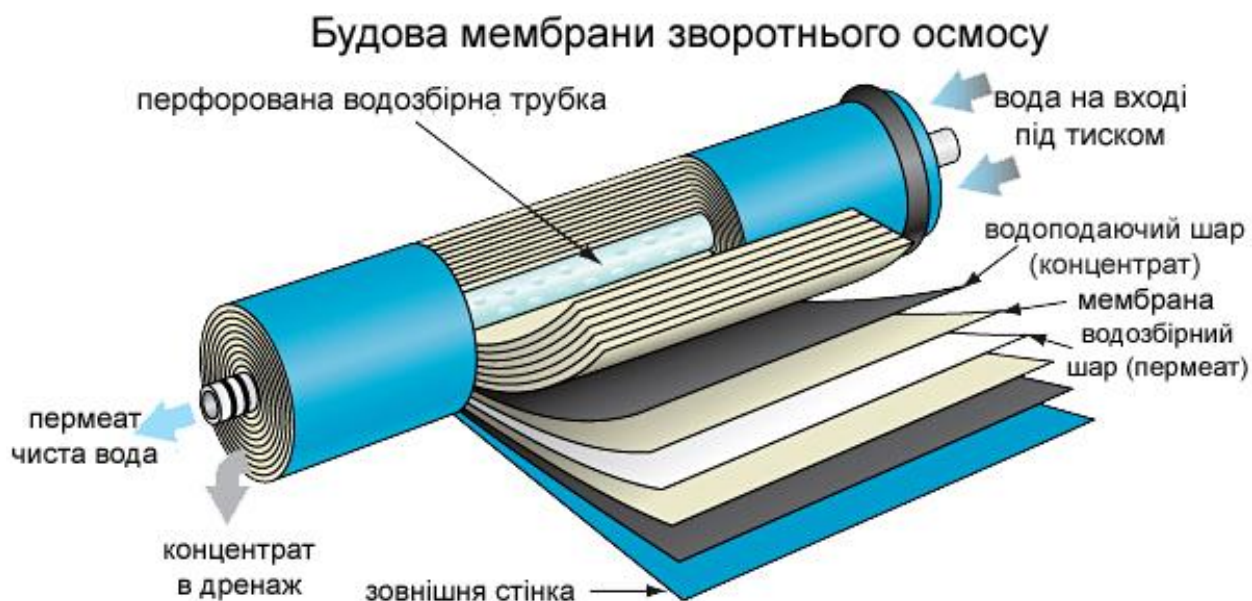


Рисунок 4.6 – Рулонний елемент.

До баромембранних процесів також належить *нанофільтрування*.

Нанофільтрування – процес розділення речовин при робочих тисках 1-2 МПа. У процесі нанофільтрування можуть частково (40-60%) затримуватися низькомолекулярні електроліти. Солі з двозарядними йонами затримуються на 80-98% і практично повністю (до 98-99,9%) – органічні сполуки (спирти, цукри, пестициди, барвники та ін.). Дослідження довели, що цей процес за механізмом є зворотно осмотичним. Нанофільтрування здійснюється в ультра тонкому розділювальному шарі, оскільки нанофільтрувальні мембрани мають пори діаметром 1-3 нм.

Баромембранні установки повинні відповідати таким вимогам: корозійна стійкість, стабільність і герметичність при високому тиску; швидкість і зручність монтажу та демонтажу під час ремонту й транспортування, компактність і простота в обслуговуванні, можливість ефективного промивання та регенерації мембран; високі гідродинамічні характеристики; запобігання процесам відкладання осадів та гелеутворення; регулювання температури очищуваної води.

На рисунку 4.7 представлено локальну установку невеликої продуктивності (2 м³/год), а на рисунку 4.8 – промислову установку до 100 м³/год.



Рисунок 4.7 – Локальна установка.

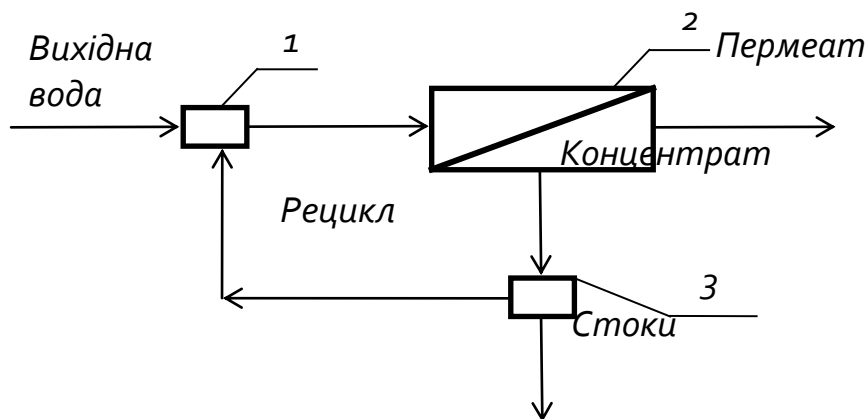


Рисунок 4.8 – Промислова установка (модель).

4.2 Розрахунок параметрів одноступеневої установки зворотного осмосу у середовищі MathCad

В рамках цього підрозділу буде складено чотири сольові баланси (один з них — великий “чорний ящик”), на основі яких будуть визначені основні параметри одноступеневої установки в залежності від ступеня рециклу (див. нижче). Необхідні комп'ютерні розрахунки виконуються самостійно.

На рисунку 4.9 зображено основні потоки та основні вузли установки.



1 — змішувач; 2 — мембрана; 3 — розділювач

Рисунок 4.9 – Схема одноступінчатої установки зворотного осмосу.

Рецикл в зворотно осмотичних установках (ЗОУ) обумовлений низьким виходом по знесоленій воді $X_p = G_p/G_v$, тобто відношенням витрати пермеату (G_p) до витрати води на вході у мембрану (G_v), при цьому вихід складає (10 ÷ 20)%. Без рециклу більше 80% води стають стоками установки. Рецикл дозволяє скоротити витрату стічних вод (G_s), але призводить до збільшення солевмісту на вході установки, що може призводити до утворення малорозчинних речовин на поверхні мембрани.

Завдання розрахунку рециклу концентрату в ЗОУ зводиться до визначення солемісту води на вході в установку залежно від рівня рециклу (X_r), тобто відношення витрати рециркуляційної води (G_r) до загальної витрати концентрату (G_k): $X_r = G_r/G_k$. Також є актуальним і зворотне завдання: визначення рівня рециклу, за якого забезпечується заданий солеміст на вході чи інший параметр води (карбонатний індекс, індекс Ланжельє, добуток активності по сульфату кальцію і т.п.).

Рішення цієї задачі можливе на основі складання системи з трьох рівнянь, яка дозволяє, при заданому рівні рециклу X_r і відомих параметрах мембрани таких як X_r і ступінь знесолення X_{ob} , розрахувати концентрацію солей C пермеату (p), концентрату (k) і води на вході (v) ЗОУ. Трьох рівнянь (три невідомих солемісту) достатньо, оскільки всі витрати в *стаціонарному* режимі визначаються очевидним чином. При цьому, $G_r = f(X_r)$:

$G_r = X_r \cdot G_k$, G_k і G_p постійні і залежать від G_v і X_p , а витрата води на вході в установку $G_i = G_v - G_r$ та $G_s = G_k - G_r$. Основна перевірка отриманих рішень ґрунтується на принципі великого "чорного ящика", тобто матеріального балансу за сумарним солемістом ($G \cdot C$) води на вході в установку і виході з неї:

$$G_i \cdot C_i = G_p \cdot C_p + G_s \cdot C_k \quad (4.1)$$

Перші два рівняння наступної системи виводяться, виходячи з того ж принципу: матеріальний баланс змішувача (вузол змішування рециклу з необробленою водою на вході в ЗОУ, рівняння 4.3) і розділювача (власне мембрани, рівняння 4.2), а також очевидне рівняння 4.4 для визначення $C_p = f(C_v, X_{ob})$:

$$G_v \cdot C_v = G_k \cdot C_k + G_p \cdot C_p \quad (4.2)$$

$$G_i \cdot C_i + G_r \cdot C_k = G_v \cdot C_v \quad (4.3)$$

$$C_p = C_v \cdot (1 - X_{ob}) \quad (4.4)$$

Таким чином, отримано три рівняння з трьома невідомими S_k – з рівняння (4.2)., S_v – з рівняння (4.3) , S_p - з рівняння (4.4). Рішення цієї системи реалізується в Excel, проте рішення у спеціалізованих програмах типу MathCad більш доцільне на даному етапі. Повне рішення цієї системи у MathCad 13 за фіксованого X_r та відомих X_o і X_p (змінні K_o та K_p у листінгу 1) представлено в листінгу 1, а результати багатоваріантного розрахунку у таблиці 4.1.

Исходные данные:

$$G_v := 100 \quad K_p := 0.2 \quad K_o := 0.99 \quad K_r := 0.20 \quad SS_i := 1.5$$

$$G_p := K_p \cdot G_v \quad G_k := G_v - G_p \quad G_r := K_r \cdot G_k \quad G_s := G_k - G_r \quad G_i := G_v - G_r$$

$$G_p = 20 \quad G_k = 80 \quad G_r = 16 \quad G_s = 64 \quad G_i = 84$$

Начальные приближения для солесодержаний:

$$SS_v := SS_i \cdot 1.1 \quad SS_v = 1.65$$

$$SS_k := SS_v \cdot 1.1 \quad SS_k = 1.815$$

$$SS_p := SS_v \cdot (1 - K_o) \quad SS_p = 0.017$$

Решение системы уравнений:

Given

$$SS_v = \frac{G_k \cdot SS_k + G_p \cdot SS_p}{G_v}$$

$$SS_k = \frac{G_v \cdot SS_v - G_i \cdot SS_i}{G_r}$$

$$SS_p = SS_v \cdot (1 - K_o)$$

$$SS := \text{Find}(SS_v, SS_k, SS_p)$$

$$SS = \begin{pmatrix} 1.574 \\ 1.964 \\ 0.016 \end{pmatrix} \begin{matrix} SS_0 \\ SS_1 \\ SS_2 \end{matrix}$$

Проверка матбаланса ($SS_p=SS_2$, $SS_k=SS_1$):

$$LP := G_i \cdot SS_i \quad RP := G_p \cdot SS_2 + G_s \cdot SS_1$$

$$LP = 126 \quad RP = 126$$

Листінг 1. Розрахунок ЗОУ у MathCad 13

Перевірка матеріального балансу великого “чорної скриньки” підтверджує коректність розрахунків: LP и RP – прихід і витрата солей з рівняння (4.1).

Таблиця 4.1 – Залежність солемісту потоків ЗОУ від рівня рециклу

Солеміст, г/дм ³	рівень рециклу, %			
	5	20	40	80
SSv	1.516	1.574	1.698	2.679
SSk	1.891	1.964	2.118	3.342
SSp	0.015	0.016	0.017	0.027
LP/RP, г/г	144/144	126/126	102/102	54/54

4.3 Реалізація розрахунку у середовищі Excel-VBA

У цьому підрозділі розглянуто універсальну методику розрахунку одно- та двоступеневих установок зворотного осмосу. Цей приклад слід виконувати у середовищі Excel-VBA з використанням функцій користувача (“Пользовательская функция” у русифікованому Excel), необхідні пояснення дані у підрозділі. Попередні знання VBA не обов'язкові, оскільки у представленій методиці використано тільки елементарні конструкції.

4.3.1 Вихідні дані для розрахунку

Продуктивність мембрани G_v , м³/год – 1.

Загальний солеміст необробленої води C_i , мг/дм³ – 1500.

Вихід перміату (за вихідною витратою) X_p , частка - 0,2.

Ступінь знесолення води X_{ob} – 0,99.

Рівень рециклу X_r – 0,4.

4.3.2 Алгоритм розрахунку

Розрахунок матеріального балансу очищення води методом зворотного осмосу базується на вищенаведеній системі рівнянь, які треба записати відносно C_v , C_k , C_p :

$$C_v = (G_k \cdot C_k + G_p \cdot C_p) / G_v$$

$$C_k = (G_v \cdot C_v - G_i \cdot C_i) / G_r$$

$$C_p = C_v \cdot (1 - X_{ob})$$

Величини витрат потоків визначаються з наступних рівнянь.

Ступінь (рівень) рециклу визначається співвідношенням:

$$X_r = G_r / G_k$$

Звідки знаходимо

$$G_r: G_r = X_r \cdot G_k. \quad (4.5)$$

Вихід пермеату визначається співвідношенням

$$X_p = \frac{G_p}{G_v}.$$

Звідки знаходимо G_p

$$G_p = G_v \cdot X_p. \quad (4.6)$$

Витрата G_i :

$$G_i = G_v - G_r \quad (4.7)$$

Ступінь знесолення визначається співвідношенням:

$$X_{ob} = (C_v - C_p) / C_v.$$

Для розрахунків необхідно створити ряд функцій користувача (Пользовательские функции), а саме при розрахунку одноступеневої установки зворотного осмосу необхідно створити 3 функції користувача:

- Змішувач. 2) Мембрана. 3) Розділювач.

Увага! Створювати функції в редакторі VBA потрібно не в Листі, а в Модулі, який вставляється в структуру книги Excel через меню Insert. Функція викликається за допомогою Бібліотеки функцій MS Excel з підрозділу Определенные пользователем. Результат роботи функції видається у вигляді масиву даних на лист MS Excel.

1. Для розрахунку невідомих даних для вузла «Змішувач» необхідно розробити функцію *zmishyvach*. Далі *Array* – масив для виводу більше, ніж одного результату рішення.

Function *zmishyvach*(Gr, Ck, Ci, Gv)

$G_i = G_v - G_r$

$C_v = (G_r * C_k + G_i * C_i) / G_v$

zmishyvach = Array(*G_i*, *C_v*)

End Function

2. Для розрахунку невідомих даних для вузла «Розділювач» розробити функцію *rozdiluvach*.

Function *rozdiluvach*(Gk, Kr)

$G_r = G_k * X_r$

$G_s = G_k - G_r$

rozdiluvach = Array(*G_r*, *G_s*)

End Function

3. Для розрахунку невідомих даних для вузла «Мембрана» розробити функцію *membrana*.

Function *membrana* (Gv, Cv, Xob, Xp)

$G_p = G_v * X_p$

$G_k = G_v - G_p$

$C_p = C_v * (1 - X_{ob})$

$C_k = (G_v * C_v - G_p * C_p) / G_k$

membrana = Array(Gp, Cp, Gk, Ck)

End Function

Як приклад, код функцій користувача виглядає наступним чином (рисунок 4.10).

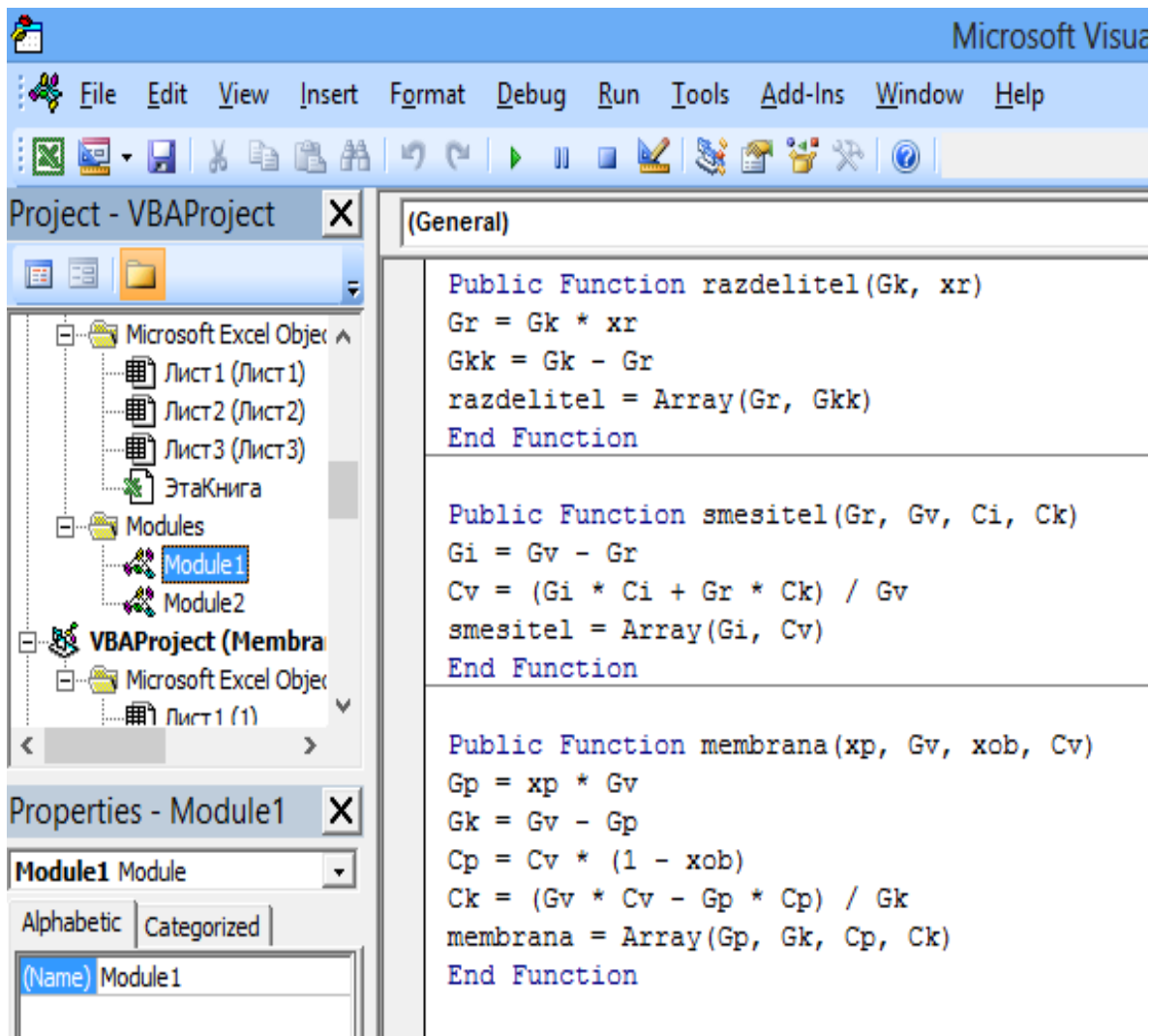


Рисунок 4.10 – Код функцій користувача у редакторі VBA.

Щоб розрахувати значення параметрів одноступінчатої схеми зворотного осмосу, необхідно відкрити файл «Мембрана1st» і виконати наступні операції:

- Підключити макроси.
- Ввімкнути ітераційні розрахунки. Число ітерацій 100, точність до 0,001.
- Клацнути на значення G_i , встановити і цій комірні знак « = ».
- Натиснути «Вставити функцію», обрати категорію «Определённые пользователем», серед них знайти функцію **smesitel**.
- На екрані з'являється вікно з аргументами функції.

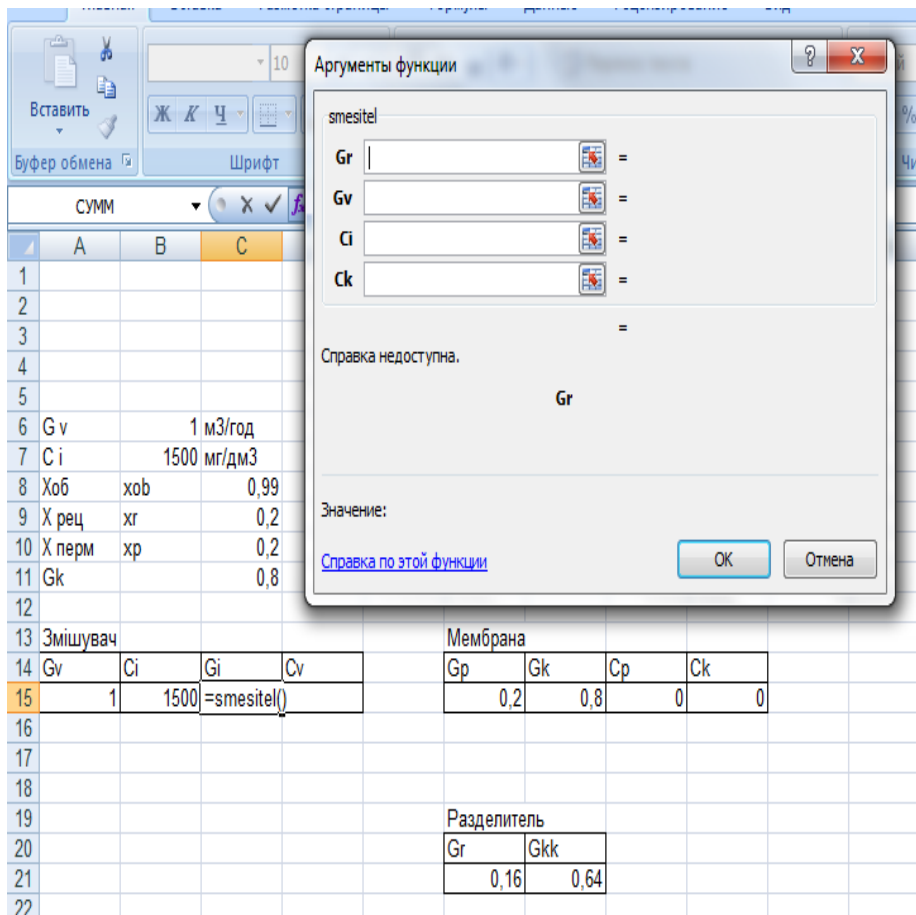


Рисунок 4.11 – Введення аргументів функцій.

Ввести аргументи функції з комірок на листі Excel, значення яких відповідають цим аргументам.

- Виділити дві сусідні комірки (G_i та C_v). Натиснути **F2** та комбінацію

клавіш **Shift+Ctrl+Enter**. Таким чином, всі числа, отримані в результаті роботи функції користувача, виведуться на екран.

Це ж саме потрібно зробити для всіх функцій (Мембрани та Розділювача).

Результати розрахунків виводяться на лист Excel (рисунок 4.12).

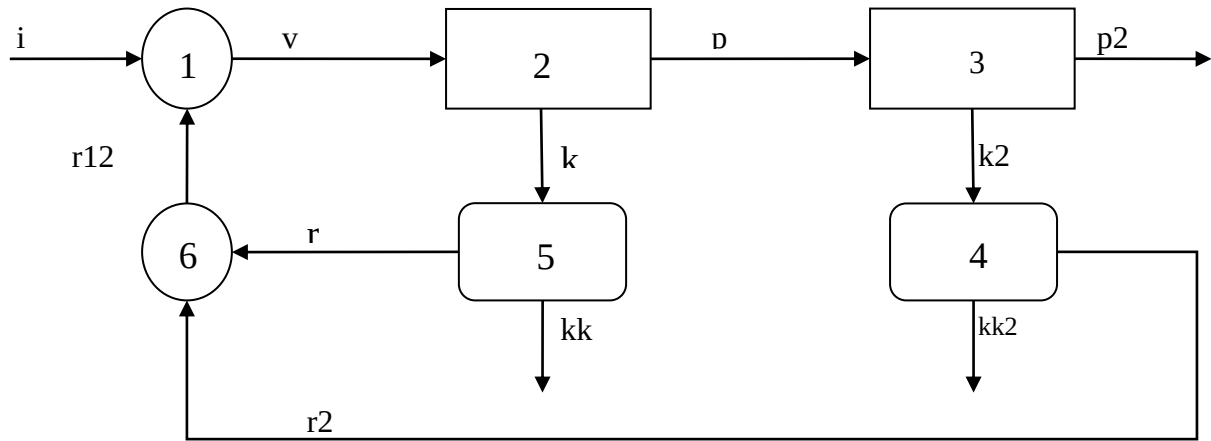
При застосуванні функцій користувача автоматично заповнюється лише перша комірка. Тому для того, щоб вивести на екран весь розрахунок функції, потрібно виділити всі комірки, в яких очікується поява розрахованих значень, натиснути F2, а потім комбінацію клавіш Shift+Ctrl+Enter. Таким чином всі числа, отримані в результаті роботи функції користувача, виведуться на екран.

	A	B	C	D	E	F	G	H	I
1									
2	G v	1	м3/год						
3	C i	1500	мг/дм3						
4	Хоб	хоб	0,99						
5	Х рец	хг	0,2						
6	Х перм	хр	0,2						
7	Gk		0,8						
8									
9	Змішувач					Мембрана			
10	Gv	Ci	Gi	Cv		Gr	Gk	Cp	Ck
11	1	1500	0,84	1574		0,2	0,8	15,74	1964
12									
13									
14									
15						Розділювач			
16						Gr	Gkk		
17						0,16	0,64		
18									

Рисунок 4.12 – Лист Excel з розрахунком.

4.3.3 Розрахунок параметрів двоступінчатої установки зворотного осмосу

Схема знесолення на двоступінчатій установці зворотного осмосу зображено на рисунку 4.13.



1, 6 – змішувач потоків; 2, 3 – перша та друга ступень зворотного осмосу;

4, 5 – розділювачі потоків; v – вхід на мембрану 1 ступені; r – рецикл;

k – концентрат; i – вихідна вода; p – пермеат.

Рисунок 4.13 – Схематичне зображення двоступеневої схеми зворотного осмосу з поверненням концентрату.

Вихідні дані

Продуктивність першої мембрани Gv , м³/год – 1.

Загальний солевміст необроленої води Si , мг/дм³ – 1500.

Вихід перміату Xp , частка - 0.25.

Селективність мембран Xob , частка – 0,99.

Рецикл першої ступені $Xr1$, частка – 0,2.

В першому наближенні рецикл другої ступені $Xr2$ прийняти рівним 0,2.

Концентрація солей у вихідній воді Cv – перше наближення, наприклад, 1500 мг/дм³ – уточнюється в ході розрахунків.

Алгоритм розрахунку

Однією з цілей розрахунку є визначення методом підбору рециклу другої ступені $Xr2$, частка, за якого солевміст води на вході у мембрану першого ступеня дорівнює солевмісту вихідної води. Розрахунок першого ступеня зворотного осмосу базується на системі рівнянь (4.2 – 4.4) – визначення Cv , Sk , Sp . Величини витрат потоків визначаються з рівнянь (4.5 – 4.7).

Розрахунок другого ступеня зворотного осмосу базується на наступних рівняннях:

$$\begin{cases} Cp2 = Cp \cdot (1 - Xob); \\ Ck2 = \frac{Cp \cdot Gp - Cp2 \cdot Gp2}{Gk2}, \end{cases}$$

де $Cp2, Gp2$ – концентрація та витрата пермеату другої ступені;

$Ck2, Gk2$ – концентрація та витрата концентрату другої ступені.

Ступінь рециклу другого ступеня визначається співвідношенням

$$Xr2 = \frac{Gr2}{Gp}.$$

Звідки знаходимо G_r

$$Gr = Gp \cdot Xr2.$$

Солевміст на вході на другу ступень відомий ($Cv2 = Cp$).

Для розрахунку необхідно створити ряд функцій користувача («Пользовательские функции»).

Створення функцій користувача або, як їх іноді ще називають, UDF-функцій (функції користувача) принципово не відрізняється від створення макросу в звичайному програмному модулі. Різниця тільки в тому, що макрос виконує послідовність дій з об'єктами книги (осередками, формулами і значеннями, листами, діаграмами і т.д.), а функція користувача - тільки з тими значеннями, які передано їй як аргументи

(вихідні дані для розрахунку).

Щоб створити для розрахунку функцію користувача відкрити редактор VBA через меню Сервіс - Макрос - Редактор Visual Basic, додати новий модуль через меню Вставка - Модуль і ввести туди текст функції. На відміну від макросів функції мають заголовок Function замість Sub і непорожній список аргументів. Після введення коду функція стає доступна в звичайному вікні Майстра функцій (меню Вставка - Функція) в категорії Визначені користувачем.

Значення аргументів функцій користувача можна вводити з листа Excel або вручну.

При розрахунку двоступінчатої установки зворотного осмосу необхідно створити 4 функції користувача:

1. Змішувач1;
2. Мембрана;
3. Розділювач;
4. Змішувач2.

Функції користувача мембрани і розділювача призначені для розрахунків обох мембран і обох розділювачів.

Змішувач двох циркуляційних потоків:

Function zmish2(Gr1, Ck1, Gr2, Ck2)

Gr = Gr1 + Gr2

Ck = (Gr1 * Ck1 + Gr2 * Ck2) / Gr

zmish2 = Array(Gr, Ck)

End Function

Код функцій користувача виглядає наступним чином (рисунок 4.14).

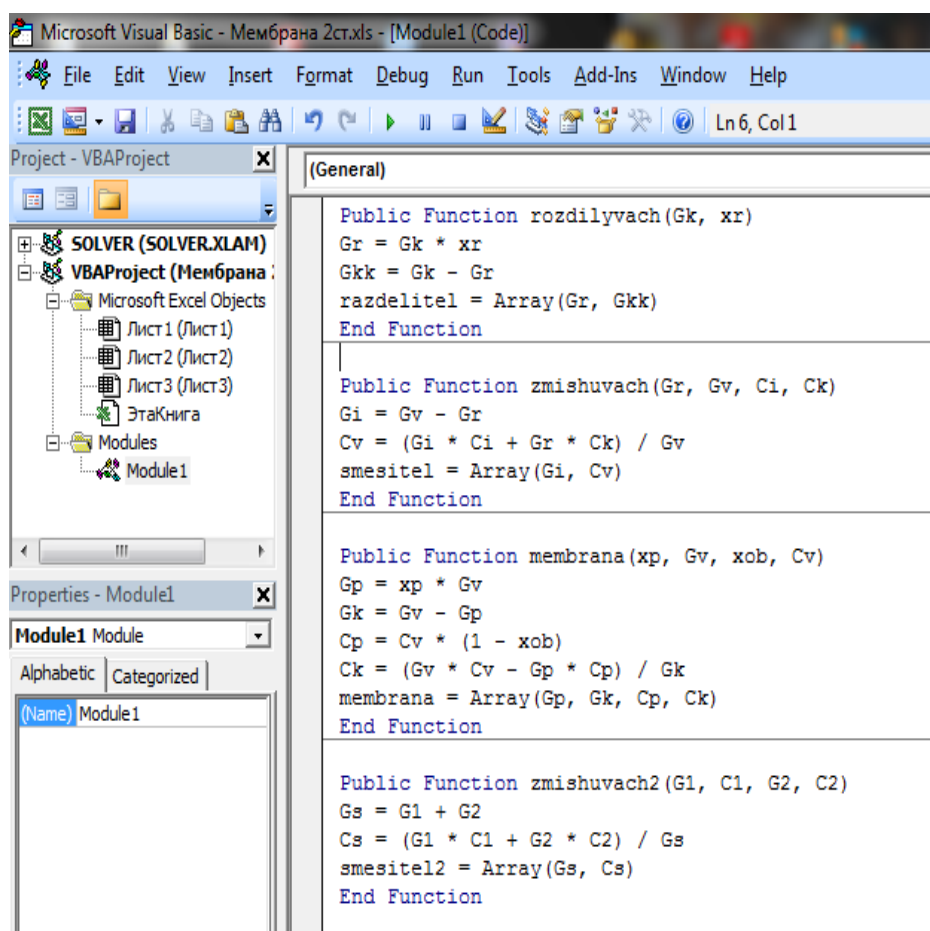


Рисунок 4.14 – Код функцій користувача у редакторі VBA.

Результати розрахунків виводяться на лист Excel (рисунок 4.15).

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N
1	G v	1	м3/год											
2	C i	1500	мг/дм3											
3	Xоб	xob	0,99											
4	X рец	xr1	0,2											
5	X перм	xp	0,2											
6	Gk		0,8											
7	xr2		0,25											
8	Змішувач					Мембрана1					Мембрана2			
9	Gv	Ci	Gi	Cv		Gp	Gk	Cp	Ck		Gp2	Gk2	Cp2	Ck2
10	1,00	1500,00	0,80	1500,19		0,20	0,80	15,00	1871,48		0,04	0,16	0,15	18,71
11														
12														
13														
14						Розділювач1					Розділювач2			
15						Gr	Gkk				Gr2	Gkk2		
16						0,16	0,64				0,04	0,12		
17														
18			Змішувач2											
19			Gi2	Cv2										
20			0,20	1500,93										
21														

Рисунок 4.15 – Лист Excel з розрахунком.

4.3.4 Індивідуальне завдання та контрольні запитання

Виконати розрахунок двоступеневої установки у середовищі MathCad.

Сутність процесу знесолення води зворотним осмосом.

Відмінність нанофільтрації від зворотнього осмосу.

Характеристика зворотно осмотичних мембран.

Поясніть конструкцію апарату з використанням листових мембран з плоским фільтруючим елементом.

Поясніть конструкцію апарату з використанням листових мембран з рулонним фільтруючим елементом.

Поясніть конструкцію апаратів з використанням трубчастих мембран.

Поясніть конструкцію апарату з використанням мембран у вигляді порожнистого волокна.

5 ХАРАКТЕРИСТИКА СИРОВИНИ І ГОТОВОЇ ПРОДУКЦІЇ

Природна вода з поверхневого джерела подається спочатку у відділення попереднього очищення, а потім у відділення хімічного знесолення.

Склад вихідної, проясненої і знесоленої води наведені в таблиці 5.1.

Таблиця 5.1 – Склад вихідної, проясненої і знесоленої води

№ п/п	Показники якості води	Одиниця виміру	Вихідна вода	Освітлена вода	Знесолена вода
1	Завислі речовини	мг/дм ³	141	10	0
2	Іонний склад води:	мг-екв/дм ³			
	Ca ²⁺		5,23	6,12	0
	Mg ²⁺		0,92	0,17	0
	Na ⁺		0,69	0,69	0
	HCO ₃ ⁻		2,39	0,003	0
	SiO ₃ ²⁻		0,054	0,054	0
	Cl ⁻		1,44	1,44	0
	SO ₄ ²⁻		2,99	3,51	0
	NO ₃ ⁻		0,0	0,0	0
	CO ₃ ²⁻		0,0	0,01	0
	CO ₂		0,023	0,0	0
3	Температура	°C	20	35	20
4	Розчинений кисень	мг/дм ³	6	6	0,5

Жорсткі вимоги до якості води обумовлені тим, що у воді можуть знаходитися в розчиненому стані багато домішок природних вод, і ці речовини можуть, за певних умов, виділятися на поверхнях нагрівання, утворювати накип, а за інших умов виділятися у вигляді окремих частинок, утворювати шлам. Котлова вода є середовищем, у якому можна створити умови, найбільш сприятливі для запобігання корозії казана.

Для найбільш ефективного очищення води від механічних домішок використовують процес коагуляції з вапнуванням, а також фільтрування на механічних фільтрах. Реагенти, що використовуються при коагуляції, і їх характеристику наведено в таблиці 5.2.

Для видалення з води іонів розчинених солей застосовують триступінчате іонообмінне очищення. Як іонообмінні матеріали, що застосовують для знесолення води, використовують різні марки катіонітів і аніонітів. Перші ступіні фільтрів завантажені слабоосновними і слабокислотними іонами. Другі ступіні відповідно сильноосновними і сильнокислотними іонами. Третя ступінь завантажена сумішшю сильних катіоніту і аніоніту. Різні іони та їх властивості наведено в таблиці 5.3.

Для регенерації катіонітів застосовують соляну кислоту, а для регенерації аніонітів – каустичну соду. Реагенти, що застосовуються для регенерації іонітів, і їх характеристики наведено в таблиці 5.4.

Використання іонного обміну дозволяє забезпечити глибоке очищення води від будь-яких іоногенних сполук.

Таблиця 5.2 – Реагенти, що застосовуються у відділенні попереднього очищення

№ п/п	Реагент, стандарт	Основна речовина, формула, сорт і % вміст
1	Купорос залізний технічний ГОСТ 6981-54	Коагулянт, FeSO_4 Марка А не менш ніж 53%
2	Вапно будівельне повітряне негашене ГОСТ 9179-70	Вапно, CaO Гідратна, 3-й сорт не менш ніж 50 %
3	Поліакриламід (ПАА)	Флокулянт, 8%

Таблиця 5.3 - Промислові зернисті іоніти

№ п/п	Найменування, стандарт	Характеристика
1	КУ-2-8 ГОСТ 20298-74	Катіоніт сильнокислотний, робоча обмінна ємність 600 г-екв/м ³ , висока механічна і термічна міцність, хімічна стійкість, легко регенерується
2	АН-31 ГОСТ 20301-74	Аніоніт слабкоосновний, робоча обмінна ємність 800 г-екв/м ³ , не токсичний
3	АВ-17-8 ГОСТ 20301-74	Аніоніт сильноосновний, робоча обмінна ємність 650 г-екв/м ³ , недостатньо стійкий до дії високих температур

Таблиця 5.4 - Реагенти, що застосовуються при знесоленні води

№ п/п	Реагент, стандарт	Основна речовина, формула, сорт і % вміст
1	Кислота соляна технічна, ГОСТ 1382-69	HCl 1-й сорт 32%
2	Натр їдкий технічний, ГОСТ 2263-71	NaOH марка Д: "хімічний" 42%

6 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ПОПЕРЕДНЬОГО І ІОНООБМІННОГО ОЧИЩЕННЯ ПРИРОДНОЇ ВОДИ

Нижче наведені дві схеми: попереднього очищення води і триступеневого іонного обміну.

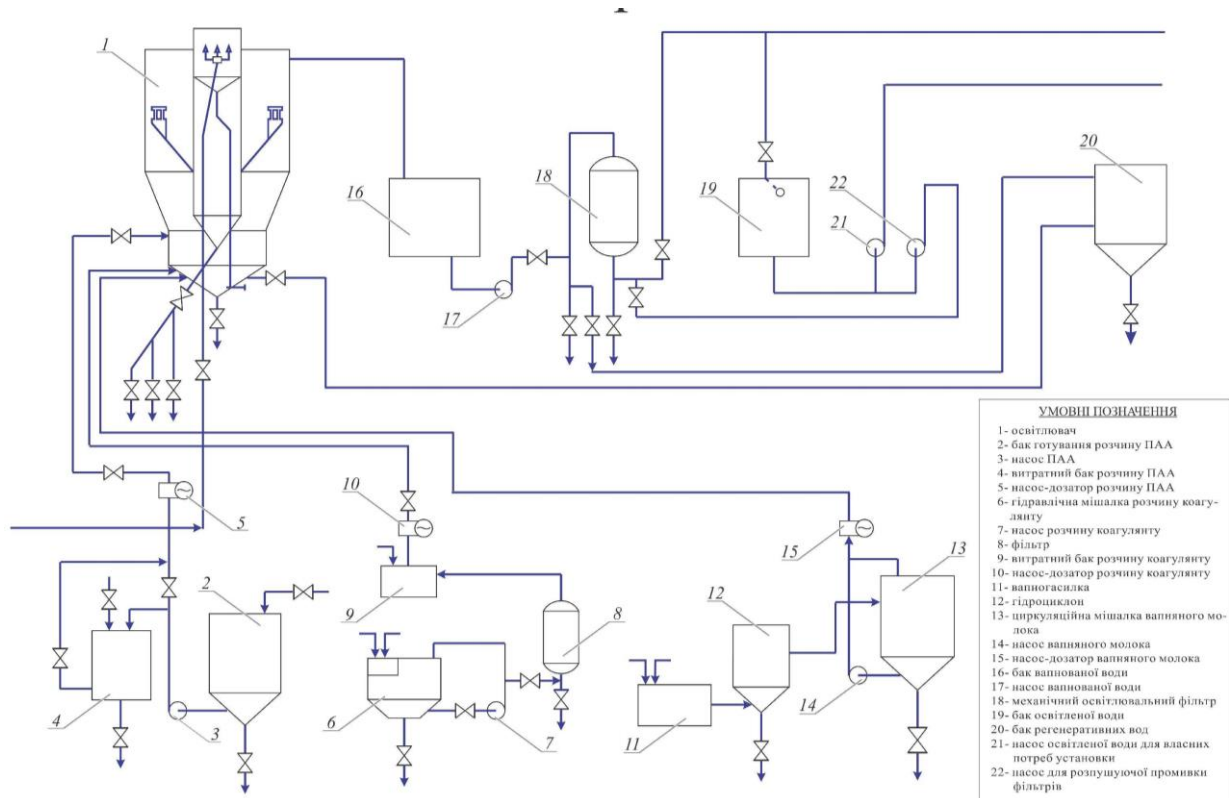


Рисунок 6.1 – Технологічна схема попереднього очищення води.

Вихідна вода, підігріваючись до 30 – 40°C, подається в освітлювач 1, куди також дозуються реагенти: коагулянт FeSO_4 , вапняне молоко $\text{Ca}(\text{OH})_2$ і флокулянт поліакриламід (ПАА). Дозовані розчини реагентів роздільно вводяться в нижню частину освітлювача – камеру змішування за допомогою тангенціально розташованих сопел. Обертальний рух води сповільнюється за допомогою перфорованих вертикальних перегородок, а вирівнювання вертикальної швидкості підйому води проводиться горизонтальними решітками. Тверда фаза, що виділяється, підтримується водою у зваженому стані, причому максимальний рівень осаду підтримується на 1,5 м нижче верхнього збірного пристрою, у результаті чого утворюється захисний шар освітленої води. Основна частина води,

піднімаючись, проходить шар зваженої фази і захисну зону, звільняючись при цьому від суспензії, збирається в кільцевому жолобі і виводиться з освітлювача. Менша частина води (10 – 15%) з верхньої частини зваженого шару разом із твердою фазою надходить через шламоприймальні вікна в шламоущільнювач, у якому через відсутність висхідного руху шлам відстоюється, частково зневоднюється і видаляється по лінії постійної чи періодичної продувки. Звільнена від осаду вода відводиться від шламоущільнювача і подається по трубопроводу в збірний жолоб освітлювача. Для видалення піску, що накопичується, і інших грубодисперсних домішок у нижній частині освітлювача роблять періодичну продувку [1].

Розчин ПАА готують в установці типу УРП-2М для розчинення ПАА, де передбачається диспергування 8 – 10%-вого гелю ПАА з доведенням його концентрації до 0,1 – 1,0% ПАА. Готування розчину ПАА здійснюється в баці 2 місткістю 1,2 м³ за допомогою пропелерної мішалки з двигуном. Тривалість циклу готування розчину ПАА, включаючи операції завантаження, розмішування і перекачування розчину у видатковий бак 4, становить 2 год, тобто продуктивність установки становить 0,6 м³/год. При невеликій витраті ПАА (до 0,6 м³/год) можна готувати 0,1%-ний розчин ПАА в баці 2, при більшій витраті ПАА в мішалці готують 1%-вий розчин з доведенням концентрації до 0,1% у баці 4 [3]. З баку 4 за допомогою насоса-дозатора 5 розчин ПАА дозується в освітлювачі.

При невеликій витраті коагулянту і збереженні його в сухому вигляді чи в тарі, у якій він доставляється на установку, приготування розчину коагулянту може здійснюватись в спеціальній захищеній від корозії гідравлічній мішалці 6. Коагулянт, завантажений у спеціальний кошик, насосом 7 переміщується з водою до одержання концентрованого розчину і потім подається через тканинний фільтр 8 у видатковий бак коагулянту

9. Звідки за допомогою насоса-дозатора 10 розчин коагулянту дозується в освітлювач.

Вапняне молоко одержують гасінням вапна за наступними етапами:

1. У вапногасилці 11 змішують вапно і воду, одержуючи вапняне молоко з нерозчинними домішками і непрореагованими зернами вапна.
2. У гідроциклоні 12 відбувається очищення вапняного молока від нерозчинених домішок.
3. У циркуляційній мішалці 13 готується вапняне молоко потрібної концентрації за допомогою насоса 14 і насосом-дозатором 15 подається в освітлювач.

Після освітлювача вода збирається в баці вапнованої води 16, звідки насосом 17 подається на ряд механічних фільтрів 18, де очищується від дрібнодисперсних домішок, які не осіли в освітлювачі. Води після регенерації фільтрів збирають у баці 20, звідки вони направляються назад в освітлювач. Фільтрат, що використовують для власних потреб установки збирають у баці освітленої води 19, решту фільтрату подають на катіонітовий фільтр першої ступіні 23, завантажений слабкокислим катіонітом КУ-2-8. Воднево-катіонітний фільтр першої ступіні регенерується кислотою, що дозується за допомогою насоса-дозатора 24.

Після Н-катіонітних фільтрів першої ступені вода надходить на аніонітний фільтр першої ступені 25, що завантажений слабкоосновним аніонітом АН-31. Регенерацію роблять розчином їдкого натру, що дозують за допомогою насоса-дозатора 26.

При протіканні води через Н-катіонітний фільтр першої ступені в процесі розкладання гідрокарбонатних солей виділяється вуглекислота, що видаляється в спеціальному дегазаторі продуванням через воду повітря і розбризкуванням води. Струмені води стікають по насадці декарбонізатора 27 зверху вниз, а назустріч їм вентилятором подається повітря, що несе разом із власним потоком і пухирці вуглекислого газу. Декарбонізована

вода збирається в баці 28, звідки насосом 42 подається на катіонітний фільтр другої ступіні 29, регенерацію якого роблять розчином кислоти за допомогою насоса-дозатора 30.

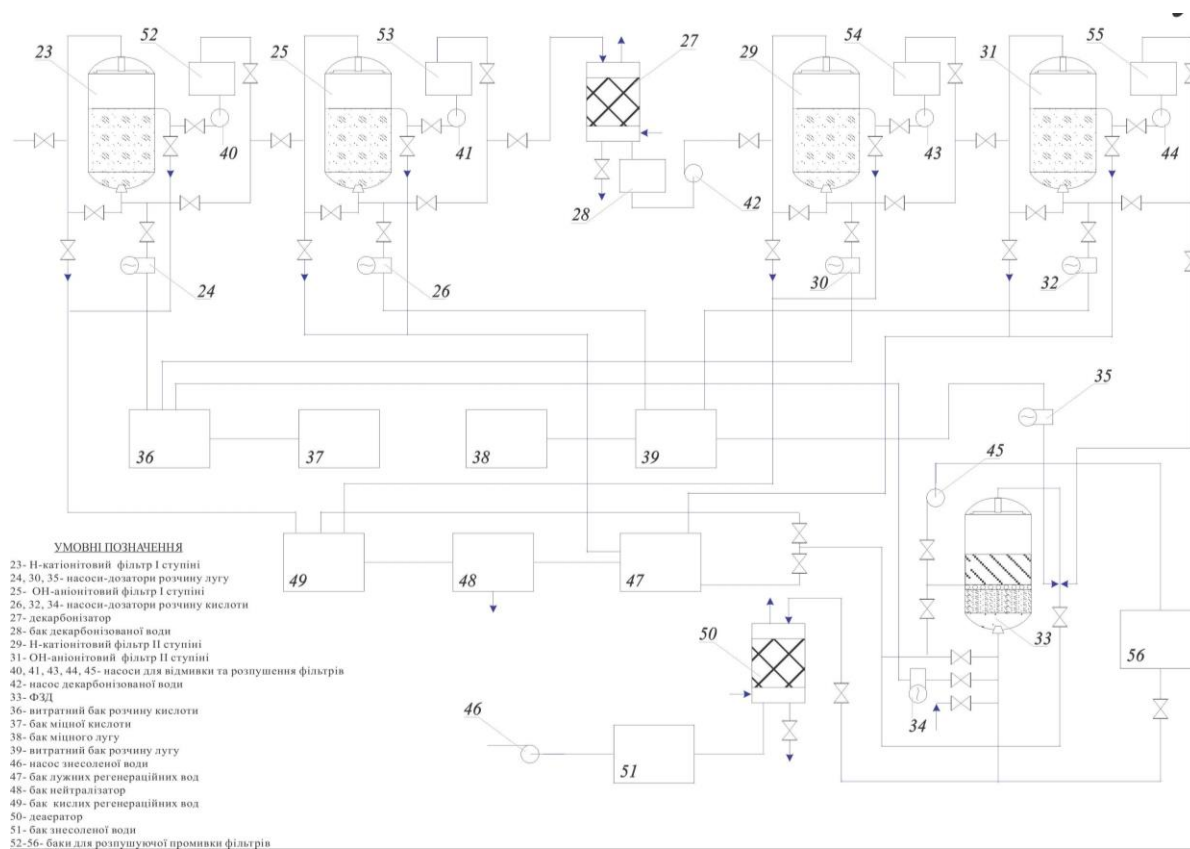


Рисунок 6.2 – Технологічна схема відділення іонного обміну.

Після Н-катіонування вода надходить в ОН-аніонітний фільтр другої ступіні 31, що завантажений сильноосновним аніонітом. Регенерація фільтра здійснюється розчином їдкого натру, що дозується за допомогою насоса-дозатора 32.

Для більш глибокого знесолення й видалення кремнію вода спрямовується у фільтр змішаної дії (ФЗД) 33. Регенерацію катіоніту роблять кислотою за допомогою насоса-дозатора 34, а регенерацію аніоніту – лугом, за допомогою насоса-дозатора 35.

Розпушення і відмивання усіх фільтрів проводиться за допомогою насосів 40, 41, 43, 44, 45.

Кислі регенераційні води після всіх катіонітних фільтрів збирають у баці 49, а лужні води – у баці 47. Нейтралізація кислих і лужних вод відбувається в баці 48. Води після розпушення і промивання після всіх іонітних фільтрів разом з нейтралізованими регенераційними водами спрямовуються в освітлювач 1.

Знесолена вода, пройшовши через деаератор 50, збирається в баці знесоленої води 51, звідки насосом 46 спрямовується в котельне відділення.

Регенераційний розчин кислоти готується в баках 36 і 37, а регенераційний розчин лугу готується в баках 38 і 39.

Вода для відмивки та розпушення фільтрів подається з баків 52, 53, 54, 55, 56.

7 АЛГОРИТМИ МАТЕРІАЛЬНИХ РОЗРАХУНКІВ

У даному розділі проводиться розрахунок матеріальних потоків (розчини реагентів, витрата води на власні потреби, кількість допоміжних матеріалів), а також вибір основного устаткування для відділень попереднього очищення та іонообмінного очищення води.

7.1 Розрахунок освітлювача

Склад вихідної води, мг-екв/дм³:

$$\begin{array}{ll} [\text{Ca}^{2+}] = 5,23; & [\text{HCO}_3^-] = 2,39; \\ [\text{Na}^+] = 0,69; & [\text{NO}_3^-] = 0; \\ [\text{Mg}^{2+}] = 0,92; & [\text{SO}_4^{2-}] = 2,99. \end{array}$$

$$\text{CO}_2_{\text{в.в.}} = 21 \text{ мг/дм}^3$$

Продуктивність установки без урахування витрати води на власні потреби освітлювача і механічних фільтрів складає:

$$Q = 225 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Приймаємо дозу коагулянту, D_k 0,7 мг-екв/дм³, дозу ПАА - 1 мг/дм³, залишкову лужність 0,7 мг-екв/дм³.

Дозу вапна визначаємо за рівнянням:

$$D_{\text{в.}} = [\text{CO}_2]_{\text{в.в.}} + [\text{HCO}_3^-]_{\text{в.в.}} - [\text{HCO}_3^-]_{\text{зал.}} + D_k.$$

де $[\text{CO}_2]_{\text{в.в.}} = \text{CO}_2_{\text{в.в.}} / E_{\text{CO}_2}$,

де $\text{CO}_2_{\text{в.в.}}$ - вміст вільної вуглекислоти у вихідній воді, мг/дм³;

E_{CO_2} - еквівалентна маса CO_2 , мг-екв/моль, що дорівнює 22;

D_k - доза коагулянту, мг-екв/дм³.

$$D_{\text{в.}} = 21/22 + 2,39 - 0,7 + 0,7 = 3,34 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Вапном осаджується HCO_3^- у кількості :

$$[\text{HCO}_3^-]_{\text{осадж.}} = [\text{HCO}_3^-]_{\text{в.в.}} - [\text{HCO}_3^-]_{\text{зал.}},$$

$$[\text{HCO}_3^-]_{\text{осадж.}} = 2,39 - 0,7 = 1,69 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

У першу чергу з катіонів осаджується Ca^{2+} . При прийнятому дозуванні вапна кількість кальцію в оброблюваній воді дорівнює кількості кальцію у вихідній воді плюс внесене з вапном :

$$[\text{Ca}^{2+}]_{\text{вап.в.}} = [\text{Ca}^{2+}]_{\text{в.в.}} + D_{\text{к.}} = 5,23 + 0,7 = 5,93 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Кальцій осаджується у вигляді CaCO_3 , зв'язуючись з іонами HCO_3^- у кількості 1,69 мг-екв/дм³.

Залишковий вміст кальцію у вапнованій воді :

$$[\text{Ca}^{2+}]_{\text{зал.}} = [\text{Ca}^{2+}]_{\text{вап.в.}} - [\text{HCO}_3^-]_{\text{осадж.}} = 5,93 - 1,69 = 4,24 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Вміст Na^+ і Mg^{2+} залишається незмінним.

Вміст сульфатів збільшується за рахунок дозування коагулянту FeSO_4 :

$$[\text{SO}_4^{2-}]_{\text{вап.в.}} = [\text{SO}_4^{2-}]_{\text{в.в.}} + D_{\text{к.}},$$

$$[\text{SO}_4^{2-}]_{\text{вап.в.}} = 2,99 + 0,7 = 3,69 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Вміст хлоридів у воді не змінюється.

Кількість шламу, що утвориться при вапнуванні з коагуляцією, визначається за рівнянням:

$$Q_{\text{ш.}} = C_{\text{зв.р.}} + 50 \cdot (Ж_{\text{Ca}^{B.}} + D_{\text{в.}}) + 0,56 \cdot \alpha_{\text{д.}} \cdot D_{\text{в.}} + 53 \cdot D_{\text{к.}},$$

де $C_{\text{зв.р.}}$ - кількість зважених речовин у вихідній воді, г/м³;

$\alpha_{\text{д.}}$ - кількість домішок у вапняному молоці, що дозується (20-50%), частки од.

$$Q_{\text{ш.}} = 141 + 50 \cdot (5,23 + 3,34) + 0,56 \cdot 50 \cdot 3,34 + 53 \cdot 0,7 = 700,12 \text{ г/м}^3.$$

Величина пропусків освітлювача визначається за формулою:

$$p = (Q_{\text{ш.}} - C_{\text{зв.р.}}^{\text{зал.}}) \cdot 100 / 1000 / \delta_{\text{ср.}},$$

де $C_{\text{зв.р.}}^{\text{зал.}}$ - залишковий вміст зважених речовин у воді після освітлювача, г/м³;

$\delta_{\text{ср.}}$ - середня концентрація зважених речовин в осадуючій осаді, г/дм³.

$$p = (700,12 - 10) \cdot 100 / 1000 / 27 = 2,57 \text{ \%}.$$

Отже, із продувкою видаляється наступна кількість води:

$$V_{H_2O}^{прод.} = Q \cdot 1,1 \cdot p / 100 = 225 \cdot 1,1 \cdot 2,57/100 = 6,36 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Витрата вапна у вигляді $\text{Ca}(\text{OH})_2$ визначається за формулою:

$$Q_{в.}^{доб.} = 24 \cdot 37 \cdot Q \cdot 1,1 \cdot D_{в.}/1000 = 24 \cdot 37 \cdot 225 \cdot 1,1 \cdot 3,34/1000 = \\ = 734,1 \text{ кг/добу}$$

Витрата вапняного молока на добу визначається:

$$V_{в.}^{доб.} = Q_{в.}^{доб.} \cdot 100/1000/C_{в.м.}/\rho_{в.м.},$$

де $C_{в.м.}$ - масова концентрація вапняного молока, % ;

$\rho_{в.}$ - густина вапняного молока, кг/м^3 ;

$$V_{в.}^{доб.} = 734,1 \cdot 100/5/1040 = 14,1 \text{ м}^3/\text{добу.}$$

Кількість води для приготування вапняного молока:

$$V_{H_2O}^{в.м.} = (V_{в.}^{доб.} \cdot \rho_{в.м.} - Q_{в.}^{доб.})/24 = (14,1 \cdot 1040 - 734,1)/24 = \\ = 580,4 \text{ кг/год} = 0,58 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Витрата 5%-го вапняного молока на один освітлювач

$$Q_{в.}^1 = V_{в.}^{доб.} / 24 / N,$$

де N - кількість освітлювачів, шт.

$$Q_{в.}^1 = 14,1/24 = 0,59 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Витрата коагулянту визначається за формулою:

$$Q_{к.}^{доб.} = 24 \cdot Q \cdot 1,1 \cdot E_{к.} \cdot q_{к.}/1000 ,$$

де $E_{к.}$ - еквівалентна маса безводного коагулянту FeSO_4 , г-екв/моль;

$q_{к.}$ - максимально необхідна доза коагулянту, мг-екв/дм³ ;

$$Q_{к.}^{доб.} = 24 \cdot 225 \cdot 1,1 \cdot 76 \cdot 0,7/1000 = 316 \text{ кг/добу.}$$

Витрата 5%-го розчину коагулянту визначається за формулою:

$$V_{к.}^{доб.} = Q_{к.}^{доб.} \cdot 100/1000/C_{к.}/\rho_{к.} ,$$

де $C_{к.}$ - концентрація безводного коагулянту, %;

$\rho_{к.}$ - густина 5%-го розчину коагулянту, кг/м^3 ;

$$V_{к.}^{доб.} = 316 \cdot 100/5/1048 = 6,03 \text{ м}^3/\text{добу.}$$

Кількість води для приготування розчину коагулянту:

$$V_{H_2O}^K = (V_K^{доб} \cdot \rho_K - Q_K^{доб})/24 = (6,03 \cdot 1048 - 324,32)/24 = \\ = 250 \text{ кг/год} = 0,25 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Витрата 5%-го розчину коагулянту на один освітлювач:

$$V_K^1 = V_K^{доб} / 24 / N, \\ V_K^1 = 6,03/24 = 0,25 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Витрата ПАА на добу:

$$Q_{ПАА}^{доб} = 24 \cdot Q \cdot 1,1 \cdot D_{ПАА}/1000,$$

де $D_{ПАА}$ - доза ПАА, мг/дм³.

$$Q_{ПАА}^{доб} = 24 \cdot 225 \cdot 1,1 \cdot 1/1000 = 5,94 \text{ кг/доб}.$$

Добова витрата 0,1 %-ного розчину ПАА, що дозується:

$$V_{ПАА}^{доб} = Q_{ПАА}^{доб} \cdot 100 / 0,1 / \rho_{ПАА} = 5,94 \cdot 100 / 0,1 / 1200 = \\ = 4,95 \text{ м}^3/\text{добу}.$$

Кількість води для приготування розчину ПАА:

$$V_{H_2O}^{ПАА} = (V_{ПАА}^{доб} \cdot \rho_{ПАА} - Q_{ПАА}^{доб})/24 = (4,95 \cdot 1200 - 5,94)/24 = \\ = (5940 - 5,94)/24 = 247,25 \text{ кг/год} = 0,25 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Сумарна витрата води на власні нестатки освітлювача:

$$V_{в.н.}^{осв.} = V_{H_2O}^{прод} + V_{H_2O}^{в.м.} + V_{H_2O}^K + V_{H_2O}^{ПАА} = \\ = 6,48 + 0,44 + 0,26 + 0,25 = 7,43 \text{ м}^3/\text{год}.$$

7.2 Розрахунок механічних фільтрів

Необхідна площа фільтрування приблизно визначається за формулою:

$$F' = Q_0 / \omega = (225 + 7,43) \cdot 1,1 / 10 = 25,57 \text{ м}^2.$$

де Q_0 - продуктивність фільтрів по проясненій воді з урахуванням витрати води на їхні власні нестатки, м³/год;

ω - швидкість фільтрування при нормальному режимі роботи фільтрів, м/год.

Виходячи з розуміння експлуатаційної надійності, число одночасно працюючих фільтрів однакового діаметра приймається не менше трьох. Необхідна площа фільтрування кожного фільтра визначається за формулою:

$$f' = F' / n ,$$

де n - число фільтрів.

$$f' = 25,57/3 = 8,52 \text{ м}^2.$$

Підбираємо площу фільтрів, що випускаються серійно заводами, з округленням отриманого значення у бік збільшення ($f > f'$).

Встановлюємо чотири стандартних однокамерних фільтри площею фільтрування $f = 9,1 \text{ м}^2$, діаметром $D = 3400 \text{ мм}$, висотою шару 1000 мм .

Витрата води на розпушення кожного фільтра, визначається за формулою:

$$q_{\text{розп}} = f \cdot i \cdot t_{\text{розп}} \cdot 60/1000 ,$$

де f - площа фільтрування кожного фільтра, м^2 ;

i - інтенсивність розпушення фільтра, $\text{л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$;

$t_{\text{розп}}$ - тривалість розпушення фільтра, хв ;

$$q_{\text{розп}} = 9,1 \cdot 10 \cdot 5 \cdot 60/1000 = 27,3 \text{ м}^3.$$

Витрата води на відмивання фільтрів шляхом спуску в дренаж першого мутного фільтрату зі швидкістю 4 м/с протягом 10 хв визначається за формулою:

$$Q_{\text{відм}} = f \cdot \omega \cdot t_{\text{відм}} / 60 ,$$

де ω - швидкість фільтрування, м/год ;

$t_{\text{відм}}$ - тривалість відмивання фільтра, хв ;

$$q_{\text{відм}} = 9,1 \cdot 4 \cdot 10/60 = 6,07 \text{ м}^3.$$

Годинна витрата води на власні нестатки усіх фільтрів визначається за формулою:

$$q_{\text{Г}} = (q_{\text{розп}} + q_{\text{відм}}) \cdot m \cdot n/24 ,$$

де m - кількість відмивань кожного фільтра на добу, приймається рівним 1-3;

$$q_{\Gamma} = (27,3 + 6,07) \cdot 2 \cdot 3/24 = 8,34 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Продуктивність фільтрів з урахуванням витрати води на їхні власні нестатки визначається за формулою:

$$Q_{\text{в.н.}} = Q_0 + q_{\Gamma} = 232,43 + 8,34 = 240,77 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Дійсна швидкість фільтрування при роботі усіх фільтрів дорівнює:

$$\omega_n = Q_{\text{в.н.}}/n/f = 240,77/3/9,1 = 8,82 \text{ м/год}.$$

а під час вимикання одного з фільтрів на промивання:

$$\omega_{n-1} = Q_{\text{в.н.}} / (n - 1) \cdot f = 240,77/(3 - 1)/9,1 = 13,23 \text{ м/год}.$$

7.3 Розрахунок рівноважних концентрацій іонів у вапнованій воді

Ведеться розрахунок рівноважних концентрацій іонів у воді, підданій спільній коагуляції і вапнуванню. Вихідними параметрами для розрахунку є іонний склад води, термодинамічні константи, що характеризують вуглекислотну рівновагу води, концентрація вуглекислого газу у вихідній воді, доза коагулянту і рН вапнованої води.

Припущення, прийняті в розрахунку:

1. На практиці внаслідок обмеженого часу перебування води в освітлювачі (близько 1 години) рівновага не досягається, і реальні концентрації іонів можуть трохи відрізнятися від теоретичних.
2. У розрахунку не приймається до уваги процес утворення іонних пар, що також приводить до деякого перекручування результату, але вже за рахунок не кінетичних, а термодинамічних факторів.
3. У розрахунку допускається, що реактиви (коагулянт і вапно), що додаються у воду, чисті, без сторонніх домішок [1].

Вихідні дані для розрахунків:

- склад вихідної води, мг-екв/дм³:

$$[\text{Na}^+] - 0,69;$$

$$[\text{Ca}^{2+}] - 5,23;$$

$$[\text{Mg}^{2+}] - 0,92;$$

$$[\text{Cl}^-] - 1,44;$$

$$[\text{SO}_4^{2-}] - 2,99;$$

$$[\text{HCO}_3^-] - 2,39;$$

$$[\text{NO}_3^-] - 0.$$

- вміст розчиненого CO_2 у вихідній воді - $[\text{CO}_2] = 0,023$ мг-екв/дм³;
- температура води - $t = 36,6$ °C;
- добутки розчинності CaCO_3 і $\text{Mg}(\text{OH})_2$ - $\text{ДР1} = 3,8 \cdot 10^{-9}$ і $\text{ДР2} = 7,1 \cdot 10^{-12}$ відповідно;
- доза коагулянту - $\text{Д}_\text{к} = 0,7$ мг-екв/дм³;
- рН вапнованої води - $\text{pH} = 10,2$;

Вміст іонів Na^+ , Cl^- і NO_3^- залишається незмінним.

Загальний вміст вуглекислоти у вихідній воді:

$$\text{CO}_2 = [\text{HCO}_3^-] + [\text{CO}_2] = 2,39 + 0,023 = 2,413 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Іонний добуток води:

$$\text{KW} = 10^{(-4780,13 / T - 0,019559 \cdot T + 7,856)},$$

де T - температура води, К;

$$\text{KW} = 10^{(-4780,13 / 309,6 - 0,019559 \cdot 309,6 + 7,856)} = 10^{-13,64} = 2,29 \cdot 10^{-14}.$$

Константа дисоціації H_2CO_3 по першій ступіні:

$$\begin{aligned} \text{K1} &= 10^{(-2599,75 / T - 0,023775 \cdot T + 9,4375)} = \\ &= 10^{(-2599,75 / 309,6 - 0,023775 \cdot 309,6 + 9,4375)} = 10^{-6,32} = 4,782 \cdot 10^{-7}. \end{aligned}$$

Константа дисоціації H_2CO_3 по другій ступіні:

$$\begin{aligned} \text{K2} &= 10^{(-2593,5 / T - 0,020982 \cdot T + 4,6292)} = \\ &= 10^{(-2593,5 / 309,6 - 0,020982 \cdot 309,6 + 4,6292)} = 10^{-10,24} = 5,754 \cdot 10^{-11}. \end{aligned}$$

Вміст SO_4^{2-} у вапнованій воді:

$$\text{SO}_4^{2-} = [\text{SO}_4^{2-}] + \text{Д}_\text{к} = 2,99 + 0,7 = 3,69 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Коефіцієнт активності одновалентних іонів:

$$F1 = 10^{(-0,51 \cdot \sqrt{I1} / (1 + 1,4 \cdot \sqrt{I1}))} = \quad (5.1) \\ = 10^{(-0,51 \cdot \sqrt{0,011} / (1 + 1,4 \cdot \sqrt{0,011}))} = 10^{-0,047} = 0,897.$$

де $I1$ -іонна сила вапнованої води в першому наближенні, моль/дм³.

Коефіцієнт активності двовалентних іонів:

$$F2 = 10^{(4 \cdot (-0,51) \cdot \sqrt{0,011} / (1 + 1,4 \cdot \sqrt{0,011}))} = 10^{-0,187} = 0,648 .$$

Активність H^+ :

$$AH = 10^{(-pH)} = 10^{-10,2} = 6,309 \cdot 10^{-11} .$$

Нормальність OH^- :

$$OH_1 = 1000 \cdot KW / AH / F1 = \\ = 1000 \cdot 2,29 \cdot 10^{-14} / 6,309 \cdot 10^{-11} / 0,897 = \\ = 0,4054 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Рівноважна концентрація іонів Mg^{2+} :

$$Mg_1 = 2000 \cdot DP2 \cdot (AH)^2 / (KW)^2 / F2 = \\ = 2000 \cdot 7,1 \cdot 10^{-12} \cdot (6,309 \cdot 10^{-11})^2 / (2,29 \cdot 10^{-14})^2 / 0,648 = 0,165 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Через активність іонів кальцію можна виразити їхню концентрацію, концентрації карбонатів і гідрокарбонатів. Підстановка цих і інших значень концентрацій іонів у рівняння електронейтральності перетворює його в квадратне, коефіцієнти якого А, В і С. Корінь цього рівняння - активність іонів кальцію.

Рівняння електронейтральності:

$$A \cdot (A_{Ca})^2 + B \cdot A_{Ca} + C = 0$$

Розрахунок коефіцієнтів рівняння:

$$A = 2000 / F2 = 2000 / 0,650 = 3084,886 ; \\ B = 1000 \cdot AH / F1 + Mg_1 + Na_1 - SO4_1 - Cl_1 - NO3_1 - OH_1 = \\ = 1000 \cdot 6,309 \cdot 10^{-11} / 0,897 + 0,165 - 0,69 - 3,69 - 1,44 - 0 - 0,4054 = - 6,1099; \\ C = -1000 \cdot DP1 \cdot (AH / K2 / F1 + 2 / F2) = \\ = 1000 \cdot 3,8 \cdot 10^{-9} \cdot (6,309 \cdot 10^{-11} / 5,7 \cdot 10^{-11} / 0,897 + 2 / 0,648) = -1,6 \cdot 10^{-5};$$

Розрахунок активності іонів Ca^{2+} шляхом вирішення квадратного рівняння:

$$A_{\text{Ca}} = (-B + \sqrt{B^2 - 4 \cdot A \cdot C}) / 2 / A =$$

$$= (6,1099 + \sqrt{(-6,1099)^2 - 4 \cdot 3084,886 \cdot (-1,6 \cdot 10^{-5})}) / 2 / 3084,886 = 0,00198.$$

Вміст Ca^{2+} у вапнованій воді:

$$\text{Ca}_1 = 2000 \cdot A_{\text{Ca}} / F2 = 2000 \cdot 0,00198 / 0,648 = 6,1182 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Вміст CO_3^{2-} у вапнованій воді:

$$\text{CO}_{3_1} = 2000 \cdot \text{ДР1} / A_{\text{Ca}} / F2 = 2000 \cdot 3,8 \cdot 10^{-9} / 0,00198 / 0,648 =$$

$$= 0,00591 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Вміст HCO_3^- у вапнованій воді:

$$\text{HCO}_{3_1} = 1000 \cdot \text{АН} \cdot \text{ДР1} / A_{\text{Ca}} / K2 / F1 =$$

$$= 1000 \cdot 6,309 \cdot 10^{-11} \cdot 3,8 \cdot 10^{-9} / 0,00198 / (5,7 \cdot 10^{-11}) / 0,897 = 0,002362 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Вміст CO_2 у вапнованій воді:

$$\text{CO}_{2_1} = \text{АН} \cdot \text{HCO}_{3_1} \cdot \text{ДР1} / A_{\text{Ca}} / K2 / F1 =$$

$$= 6,309 \cdot 10^{-11} \cdot 0,002362 \cdot 3,8 \cdot 10^{-9} / 0,00198 / (5,7 \cdot 10^{-11}) / 0,897 =$$

$$= 5,58 \cdot 10^{-9} \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Іонна сила розчину в другому наближенні:

$$I2 = 0,0005 \cdot (2 \cdot (\text{Ca}_1 + \text{Mg}_1 + \text{SO}_{4_1} + \text{CO}_{3_1}) + \text{Na}_1 +$$

$$+ \text{HCO}_{3_1} + \text{Cl}_1 + \text{NO}_{3_1} + \text{OH}_1 + \text{АН} / F1) =$$

$$= 0,0005 \cdot (2 \cdot (6,1181 + 0,165 + 3,69 + 0,002362) +$$

$$+ 0,69 + 0,002362 + 1,44 + 0 + 0,4054 + 6,309 \cdot 10^{-11} / 0,897) =$$

$$= 0,0112 \text{ моль/дм}^3.$$

Уточнене значення іонної сили розчину, відхилення якого від попереднього значення менш чим на 1% служить ознакою закінчення розрахунку. Інакше, варто повторити розрахунок з формули (5.1) з новим значенням іонної сили розчину.

Різниця між загальною вихідною вуглекислотою і загальною вуглекислотою вапнованої води визначає масу карбонату кальцію, що випав в осад:

$$\begin{aligned}\text{CaCO}_3 &= 50,04 \cdot (\text{CO}_2 - \text{CO}_{2_1} - \text{HCO}_{3_1} - \text{CO}_3/2) = \\ &= 50,04 \cdot (2,413 - 5,58 \cdot 10^{-9} - 0,002362 - 0,006 / 2) = 120,48 \text{ мг/дм}^3.\end{aligned}$$

Маса гідроксиду магнію, що випала в осад, визначається з балансового рівняння по іонах магнію:

$$\begin{aligned}\text{Mg}(\text{OH})_2 &= 29,16 \cdot (\text{Mg} - \text{Mg}_1) = 29,16 \cdot (0,92 - 0,165) = \\ &= 22 \text{ мг/дм}^3.\end{aligned}$$

Доза вапна розраховується по балансу іонів кальцію в системі:
вихідний кальцій + доза вапна = кількість карбонату кальцію, що випала, + кальцій вапнованої води.

$$\begin{aligned}D_v &= \text{Ca}_1 + \text{CaCO}_3/50,04 - \text{Ca} = \\ &= 5,969 + 120,48 / 50,04 - 5,23 = 3,1467 \text{ мг-екв/дм}^3.\end{aligned}$$

7.4 Розрахунок фільтру змішаної дії

Для задоволення потреби підприємства в знесоленій воді установці знесолення необхідно щогодини виробляти 175 м³ знесоленої води. Для розрахунку установки необхідно розрахувати спочатку фільтр змішаної дії, аніонітовий і катіонітовий фільтри другої ступіні, декарбонізатор, а потім аніонітовий і катіонітовий фільтри першої ступіні.

Фільтр змішаної дії (ФЗД) - це апарат для одержання глибоко знесоленої води. Швидкість фільтрування через змішану шихту складає 40 – 50 м/год.

ФЗД являє собою циліндричну судину зі сферичними днищем і кришкою, що працює під тиском 0,6 МПа, з нижнім, середнім і верхнім дренажно-розподільними пристроями.

Відключають фільтр на регенерацію при збільшенні вмісту кремнієвої кислоти більш 30 мкг/дм³, катіону натрію - більш 20 мкг/дм³. Після

розпушення, поділу й ущільнення іонітів проводять регенерацію. Через шар аніоніту подають луг NaOH концентрацією 4% зі швидкістю 5 м/год; через шар катіоніту - 4% розчин HCl зі швидкістю 5 м/год.

Періодичний поділ іонітів для регенерації і наступне перемішування їх висувають особливі вимоги до фізичної характеристики завантажених у фільтри іонітових матеріалів (механічна міцність, розходження в густинах іонітів, форма частинок і ін.). Найбільш придатними для завантаження ФЗД є катіоніт КУ-2-8 і аніоніт АВ-17-8.

Продуктивність установки 175 м³/год.

Визначимо необхідну площу фільтрування (F) при швидкості фільтрування $\omega = 50$ м/год [1]:

$$F = Q / \omega,$$

де Q - продуктивність, м³/год;

$$F = 175 / 50 = 3,5 \text{ м}^2.$$

Вибираємо стандартний фільтр ФЗД 2.6-6, із площею фільтрування $F = 5,307 \text{ м}^2$, з висотою фільтруючого шару $h_{\text{ш.}} = 1200$ мм при співвідношенні $K : A = 1:1$ [1].

Тривалість фільтроциклу ФЗД з обліком регенованості шихти після пропуску 10^4 м^3 води на 1 м^3 суміші іонітів:

$$T + \tau = 10^4 \cdot f \cdot h_{\text{ш.}} \cdot n / Q,$$

де $h_{\text{ш.}}$ - висота шару, м;

n - кількість фільтрів ($n = 1$);

$$T + \tau = 10^4 \cdot 5,307 \cdot 1,2 \cdot 1 / 175 = 363,9 \text{ год.}$$

Добове число регенерації фільтру:

$$m = 24 \cdot n / (T + \tau) = 24 \cdot 1 / 363,9 = 0,066.$$

Витрата 100%-ної HCl на регенерацію:

$$\sigma_{\text{HCl}}^{100} = f \cdot h_{\text{кат.}} \cdot b_{\text{к}} \cdot E_{\text{кат}} / 1000,$$

де $h_{\text{кат.}}$ - висота шару катіоніту, м;

$b_{\text{к}}$ - питома витрата HCl, кг/м³ [1];

$E_{\text{кат}}$ – ємність катіоніту, г-екв/м³;

$$\sigma_{\text{HCl}}^{100} = 5,307 \cdot 0,6 \cdot 70 \cdot 600 / 1000 = 133,73 \text{ кг.}$$

Витрата технічної 32%-ної кислоти ($\rho = 1159 \text{ кг/м}^3$):

$$\sigma_{\text{HCl}}^{32} = 133,73 \cdot 100 / 32 = 417,91 \text{ кг} = 0,36 \text{ м}^3.$$

Добова витрата 32%-ної HCl на регенерацію:

$$\sigma_{\text{HCl}}^{\text{доб.}} = \sigma_{\text{HCl}}^{32} \cdot m = 417,91 \cdot 0,066 = 27,58 \text{ кг/доб.}$$

Для регенерації використовують 4%-ний розчин соляної кислоти ($\rho = 1028 \text{ кг/м}^3$):

$$\sigma_{\text{HCl}}^4 = 417,91 \cdot 100 / 4 = 10477,75 \text{ кг} = 10,16 \text{ м}^3.$$

Об'єм води для приготування 4%-ного розчину кислоти на одну регенерацію:

$$V_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{HCl}} = 10,16 - 0,36 = 9,8 \text{ м}^3.$$

Витрата 100%-ного NaOH на регенерацію

$$\sigma_{\text{NaOH}}^{100} = f \cdot h_{\text{ан.}} \cdot b_{\text{л.}} \cdot E_{\text{ан}} / 1000,$$

де $h_{\text{ан.}}$ - висота шару аніоніту, м;

$b_{\text{л.}}$ - питома витрата лугу, кг/м³;

$E_{\text{ан}}$ - ємність аніоніту, г-екв/м³ [2];

$$\sigma_{\text{NaOH}}^{100} = 5,307 \cdot 0,6 \cdot 100 \cdot 650 / 1000 = 206,97 \text{ кг.}$$

Витрата технічного 42%-ного розчину NaOH ($\rho = 1449 \text{ кг/м}^3$):

$$\sigma_{\text{NaOH}}^{42} = 206,97 \cdot 100 / 42 = 492,79 \text{ кг} = 0,34 \text{ м}^3.$$

Добова витрата 42%-ного NaOH на регенерацію:

$$\sigma_{\text{NaOH}}^{\text{доб.}} = \sigma_{\text{NaOH}}^{42} \cdot m = 492,79 \cdot 0,066 = 32,52 \text{ кг/доб.}$$

Для регенерації використовують 4%-ний розчин NaOH ($\rho = 1043 \text{ кг/м}^3$):

$$\sigma_{\text{NaOH}}^4 = 492,79 \cdot 100 / 4 = 12319 \text{ кг} = 11,81 \text{ м}^3.$$

Об'єм води для приготування 4%-ного розчину NaOH на одну регенерацію:

$$V_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{NaOH}} = 11,81 - 0,34 = 11,47 \text{ м}^3.$$

Витрата води на поділ змішаної шихти:

$$V_{\text{розд.}} = \omega_{\text{розд.}} \cdot f \cdot \tau_{\text{розд.}} / 60 ,$$

де $\omega_{\text{розд.}}$ - швидкість розділення змішаної шихти, м/год;

$\tau_{\text{розд.}}$ - час поділу, хв.

$$V_{\text{розд.}} = 10 \cdot 5,307 \cdot 25/60 = 22,11 \text{ м}^3.$$

Об'єм води на встановлення зустрічних потоків води до початку регенерації:

$$V_{\text{з.п.}} = 2 \cdot \omega_{\text{з.п.}} \cdot f \cdot \tau_{\text{з.п.}} / 60 ,$$

де $\omega_{\text{з.п.}}$ - швидкість зустрічного потоку, м/год;

$\tau_{\text{з.п.}}$ - час зустрічного потоку, хв.

$$V_{\text{з.п.}} = 2 \cdot 5 \cdot 5,307 \cdot 10/60 = 8,84 \text{ м}^3.$$

Витрата води на одночасне відмивання катіоніту й аніоніту зустрічними потоками:

$$V_{\text{відм.}} = 2 \cdot \omega_{\text{відм.}} \cdot f \cdot \tau_{\text{відм.}} / 60 = 2 \cdot 5 \cdot 5,307 \cdot 60/60 = 53,07 \text{ м}^3.$$

Витрата води на довідмивку змішаної шихти після перемішування її повітрям:

$$V_{\text{довідм.}} = f \cdot h_{\text{ш.}} \cdot a_{\text{H}_2\text{O}},$$

де $a_{\text{H}_2\text{O}}$ - питома витрата води на відмивання, м³/м³;

$h_{\text{ш.}}$ - висота шару, м;

$$V_{\text{довідм.}} = 5,307 \cdot 1,2 \cdot 5 = 31,84 \text{ м}^3.$$

Сумарна витрата води на власні нестатки ФЗД :

$$\begin{aligned} V_{\Sigma} &= V_{\text{розд.}} + V_{\text{з.п.}} + V_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{HCl}} + V_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{NaOH}} + V_{\text{відм.}} + V_{\text{довідм.}} = \\ &= 22,11 + 8,84 + 9,8 + 11,47 + 53,07 + 31,84 = 137,13 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Годинна витрата води на власні нестатки ФЗД:

$$q_{\text{ФЗД}}^{\text{в.н.}} = m \cdot V_{\Sigma} / 24 = 0,066 \cdot 137,13/24 = 0,377 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Час пропуску регенераційного розчину кислоти при швидкості $\omega_{\text{к.}} = 5 \text{ м/год.}$

$$\tau_{\text{к.}} = \sigma_{\text{HCl}}^4 \cdot 60 / f / \omega_{\text{к.}} = 10,16 \cdot 60/5,307/5 = 22,97 \text{ хв.}$$

Час пропуску регенераційного розчину лугу при швидкості $\omega_{\text{л.}}$ = 5 м/год:

$$\tau_{\text{л.}} = \sigma_{\text{NaOH}}^4 \cdot 60 / f / \omega_{\text{л.}} = 11,81 \cdot 60/5,307/5 = 26,71 \text{ хв.}$$

Час довідмивки змішаної шихти при швидкості $\omega_{\text{довідм.}} = 10$ м/год:

$$\tau_{\text{довідм.}} = V_{\text{довідм.}} \cdot 60 / f / \omega_{\text{довідм.}} = 31,84 \cdot 60/5,307/10 = 36 \text{ хв.}$$

Сумарний час регенерації ФЗД з урахуванням часу перемішування шихти повітрям ($\tau_{\text{перем.}}=30$ хв.) і витрат часу на невраховані операції ($\tau_{\text{неврах.}}=30$ хв.).

$$\begin{aligned} \tau_{\text{ФЗД}} &= \tau_{\text{розд.}} + \tau_{\text{з.п.}} + \tau_{\text{л.}} + \tau_{\text{к.}} + \tau_{\text{відм.}} + \tau_{\text{перем.}} + \tau_{\text{довідм.}} + \tau_{\text{неврах.}} = \\ &= 25 + 10 + 22,97 + 26,71 + 60 + 30 + 36 + 30 = 240,69 \text{ хв. (4год)} \end{aligned}$$

Об'єм набряклих катіоніту й аніоніту у фільтрах :

$$\begin{aligned} V_{\text{кат.}}^{\text{вол.}} &= V_{\text{ан.}}^{\text{вол.}} = 0,5 \cdot f \cdot h_{\text{ш.}} \cdot (n + 1) = \\ &= 0,5 \cdot 5,307 \cdot 1,2 \cdot 2 = 6,37 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Об'єм катіоніту й аніоніту в повітряно-сухому стані:

$$\begin{aligned} V_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} &= V_{\text{кат.}}^{\text{вол.}} / K^{\text{наб.}}_{\text{кат.}} = 6,37/2,06 = 3,09 \text{ м}^3; \\ V_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} &= V_{\text{ан.}}^{\text{вол.}} / K^{\text{наб.}}_{\text{ан.}} = 6,37/2,24 = 2,84 \text{ м}^3, \end{aligned}$$

де $K^{\text{наб.}}_{\text{кат.}}$ і $K^{\text{наб.}}_{\text{ан.}}$ - коефіцієнти набрякання відповідно катіоніту й аніоніту.

Маса повітряно-сухих іонітів, завантажених у фільтри:

$$\begin{aligned} M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} &= V_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} \cdot \rho_{\text{кат.}}^{\text{сух.}}, \\ M_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} &= V_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} \cdot \rho_{\text{ан.}}^{\text{сух.}}, \end{aligned}$$

де $\rho_{\text{кат.}}^{\text{сух.}}$ і $\rho_{\text{ан.}}^{\text{сух.}}$ – насипна густина відповідно катіоніту та аніоніту, т/м³;

$$\begin{aligned} M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} &= 3,09 \cdot 0,70 = 2,16 \text{ т}; \\ M_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} &= 2,84 \cdot 0,74 = 2,1 \text{ т.} \end{aligned}$$

Витрата катіоніту та аніоніту за перший рік експлуатації при температурі до 40 °С (втрати катіоніту складають 15%, аніоніту - 10%):

$$\begin{aligned} \Delta M_{\text{кат.}} &= 0,15 \cdot M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = 0,15 \cdot 2,16 = 0,324 \text{ т}; \\ \Delta M_{\text{ан.}} &= 0,1 \cdot M_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} = 0,1 \cdot 2,1 = 0,21 \text{ т.} \end{aligned}$$

Витрата катіоніту й аніоніту за кожний наступний рік (втрати катіоніту складають 10%, аніоніту - 5%):

$$\Delta M_{\text{кат.}}^{\text{рік}} = 0,1 \cdot M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = 0,1 \cdot 2,16 = 0,216 \text{ т};$$

$$\Delta M_{\text{ан.}}^{\text{рік}} = 0,05 \cdot M_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} = 0,05 \cdot 2,1 = 0,105 \text{ т.}$$

Повна кількість катіоніту (термін служби - 5 років), якого треба заготовити для роботи ФЗД протягом 5 років:

$$\begin{aligned} M_{\text{кат.}}^{\text{повн.}} &= M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} + 0,15 \cdot M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} + (5 - 1) \cdot 0,1 \cdot M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = \\ &= 1,55 \cdot M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = 1,55 \cdot 2,16 = 3,348 \text{ т.} \end{aligned}$$

Повна кількість аніоніту (термін служби – 8 років), якого треба заготовити для роботи ФЗД протягом 8 років:

$$\begin{aligned} M_{\text{ан.}}^{\text{повн.}} &= M_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} + 0,1 \cdot M_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} + (8 - 1) \cdot 0,05 \cdot M_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} = \\ &= 1,45 \cdot M_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} = 1,45 \cdot 2,1 = 3,045 \text{ т.} \end{aligned}$$

7.5 Розрахунок аніонітового фільтра другої ступіні

Аніонітовий фільтр другої ступіні призначений для поглинання з частково знесолоної води аніонів вуглекислоти, кремнієкислоти, що залишилися а також залишків аніонів сильних кислот, пророскочивших через аніонітовий фільтр першої ступіні.

Високоосновний аніоніт, крім поглинання аніонів слабких кислот, має здатність затримувати деякі органічні сполуки, не вилучені з води при коагуляції і фільтруванні через попередні фільтри, причому процес насичення аніоніту органічними речовинами практично необоротний. Це приводить до помітної втрати здатності аніоніту поглинати аніони слабких кислот, тобто до неможливості подальшого використання.

Частково відновити ємність поглинання аніоніту, через затримані органічні речовини, можна шляхом обробки останнього розчином солі чи соляної кислоти.

Солевміст води, що надходить на Н-катіонітовий фільтр першої ступіні:

$$\begin{aligned} \text{Na}^+ &= 0,69 \text{ мг-екв/дм}^3; & \text{SO}_4^{2-} &= 3,69 \text{ мг-екв/дм}^3; \\ \text{Mg}^{2+} &= 0,17 \text{ мг-екв/дм}^3; & \text{Cl}^- &= 1,44 \text{ мг-екв/дм}^3; \\ \text{Ca}^{2+} &= 6,12 \text{ мг-екв/дм}^3; & \text{CO}_3^{2-} &= 0,01 \text{ мг-екв/дм}^3; \\ & & \text{SiO}_3^{2-} &= 0,054 \text{ мг-екв/дм}^3. \end{aligned}$$

Продуктивність з урахуванням витрати на власні нестатки складає:

$$Q = Q + q^{\text{ФЗД}}_{\text{в.н.}} = 175 + 0,376 = 175,376 \approx 175,5 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Визначимо необхідну площу фільтрування, при швидкості фільтрування $\omega=28$ м/год [2], за формулою :

$$F = Q / \omega,$$

де Q - продуктивність установки, $\text{м}^3/\text{год}$;

$$F = 175,5/28 = 6,27 \text{ м}^2.$$

Вибираємо площу стандартного фільтра $f_a = 7,07 \text{ м}^2$, діаметром $D = 3000$ мм, $h_{\text{ш.}} = 1,5$ м [2]. Тоді дійсна швидкість фільтрування буде дорівнювати:

$$\omega_{\text{ф.}} = Q / f_a / n,$$

де n - кількість постійна працюючих фільтрів;

$$\omega_{\text{ф.}} = 175,5/7,07/1 = 24,82 \text{ м/год.}$$

Кількість аніоніту АВ-17-8, яку необхідно завантажити у фільтри, у тому числі й у резервний:

$$V_{\text{ан.}}^{\text{вол.}} = Q_{\text{доб.}} \cdot (\text{SiO}_3^{2-} + \text{CO}_3^{2-}) / E_{\text{ан.}}$$

де $Q_{\text{доб.}}$ - добова продуктивність фільтра;

$$Q_{\text{доб.}} = 24 \cdot 175,5 + 24 \cdot 175,5/n = 8424 \text{ м}^3/\text{доб.};$$

SiO_3^{2-} , CO_3^{2-} - концентрації іонів SiO_3^{2-} і CO_3^{2-} у воді, мг-екв/ дм^3 ;

$E_{\text{ан.}}$ - обмінна ємність аніоніту, г-екв/м³;

$$V_{\text{ан.}}^{\text{вол.}} = 8424 \cdot (0,054 + 0,01)/650 = 0,83 \text{ м}^3.$$

Об'єм аніоніту в повітряно-сухому стані визначається за формулою :

$$V_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} = V_{\text{ан.}}^{\text{вол.}} / K_{\text{ан.}}^{\text{наб.}} = 0,83 / 2,24 = 0,37 \text{ м}^3,$$

де $K_{\text{ан.}}^{\text{наб.}}$ - коефіцієнт набрякання аніоніту.

Маса повітряно-сухого аніоніту, завантаженого у фільтри, визначається за формулою :

$$M_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} = V_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} \cdot \rho_{\text{ан.}}^{\text{сух.}},$$

де $\rho_{\text{ан.}}^{\text{сух.}}$ - насипна густина аніоніту, т/м³;

$$M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = 0,37 \cdot 0,74 = 0,27 \text{ т.}$$

Тривалість фільтрування:

$$\tau = f_{\text{а.}} \cdot h_{\text{ш.}} \cdot E_{\text{ан.}} \cdot n / Q / C,$$

де $h_{\text{ш.}}$ - висота шару матеріалу, що завантажуються, м;

$E_{\text{ан.}}$ - обмінна ємність аніоніту, г-екв/м³;

C - кількість аніонів слабких кислот, що надходять на аніонітовий фільтр, г-екв/дм³ ;

$$\tau = 7,07 \cdot 1,5 \cdot 650 \cdot 1 / 175,5 / (0,054 + 0,01) = 613,7 \text{ год.}$$

Добове число регенерації:

$$m = 24 \cdot n / \tau = 24 \cdot 1 / 613,7 = 0,039.$$

Витрату 100%-го NaOH для однієї регенерації визначимо за формулою :

$$\sigma_{\text{NaOH}}^{100} = f_{\text{а.}} \cdot h_{\text{ш.}} \cdot b \cdot E_{\text{ан.}} / 1000,$$

де b - питома витрата лугу, кг/м³;

$$\sigma_{\text{NaOH}}^{100} = 7,07 \cdot 1,5 \cdot 100 \cdot 650 / 1000 = 689,33 \text{ кг.}$$

Для приготування регенераційного розчину використовують 42%-й розчин NaOH ($\rho = 1449 \text{ кг/м}^3$). На одну регенерацію його витрачають у кількості, яку можна визначити за формулою :

$$\sigma_{\text{NaOH}}^{42} = 689,33 \cdot 100 / 42 = 1641,25 \text{ кг} = 1,13 \text{ м}^3.$$

Добова витрата 42%-ного розчину NaOH розраховується за формулою :

$$\sigma^{\text{доб.}}_{\text{NaOH}} = \sigma^{42}_{\text{NaOH}} \cdot m = 1641,25 \cdot 0,039 = 64 \text{ кг.}$$

Регенерацію робимо 4%-ним розчином луку ($\rho = 1043 \text{ кг/м}^3$). Її кількість визначається за формулою :

$$\sigma^4_{\text{NaOH}} = 1641,25 \cdot 100 / 4 = 41031,25 \text{ кг} = 39,34 \text{ м}^3.$$

Кількість води, необхідна для приготування 4%-ного розчину NaOH, визначається за формулою :

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 39,34 - 1,13 = 38,21 \text{ м}^3.$$

Тривалість пропуску регенераційного розчину при швидкості потоку $\omega_{\text{рег.}} = 5 \text{ м/год}$ [2]:

$$t_1 = \sigma_{\text{NaOH}}^4 / f_a / \omega_{\text{рег.}} = 39,34 / 7,07 / 5 = 1,11 \text{ год.}$$

Витрата води на відмивання :

$$V_{\text{відм.}} = f_a \cdot h_{\text{ш.}} \cdot a,$$

де a - це питома витрата води на відмивання, $\text{м}^3/\text{м}^3$;

$$V_{\text{відм.}} = 7,07 \cdot 1,5 \cdot 9 = 95,45 \text{ м}^3.$$

Тривалість відмивання при швидкості відмивочного потоку $\omega_{\text{відм.}} = 10 \text{ м/год}$:

$$t_2 = V_{\text{відм.}} / f_a / \omega_{\text{відм.}} = 95,45 / 7,07 / 10 = 1,35 \text{ год.}$$

Витрата води на розпушення:

$$V_{\text{розп.}} = f_a \cdot t_3 \cdot i \cdot 60 / 1000,$$

де t_3 - тривалість розпушення, хв.;

i - інтенсивність подачі води, $\text{кг}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$;

$$V_{\text{розп.}} = 7,07 \cdot 10 \cdot 3 \cdot 60 / 1000 = 12,73 \text{ м}^3.$$

Загальна тривалість регенерації:

$$t = t_1 + t_2 + t_3 = 1,11 + 1,35 + 10/60 = 2,63 \text{ год.}$$

Сумарна витрата води на регенерацію:

$$V_{\Sigma \text{H}_2\text{O}} = V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{відм.}} + V_{\text{розп.}} = 38,21 + 95,45 + 12,73 = 146,39 \text{ м}^3.$$

Годинну витрату води на власні нестатки визначимо за формулою :

$$q_{H_2O} = V_{\Sigma H_2O} \cdot m / 24 = 146,39 \cdot 0,039 / 24 = 0,24 \text{ м}^3/\text{год.}$$

7.6 Розрахунок Н- катіонітового фільтра другої ступені

Годинна продуктивність: $Q = 175,5 + 0,23 \approx 177 \text{ м}^3/\text{год.}$

Тип матеріалу, що завантажується - КУ-2-8. Його обмінна ємність 600 г-екв/м³.

Визначимо необхідну площу фільтрування, при швидкості фільтрування $\omega = 18 \text{ м/год}$ [2], за формулою :

$$F = Q / \omega,$$

де Q - продуктивність установки, м³/год;

$$F = 177 / 18 = 9,8 \text{ м}^2$$

Вибираємо площу стандартного фільтра $f_k = 5,31 \text{ м}^2$, діаметром $D = 3 \text{ м}$, $h_{ш.} = 1,5 \text{ м}$ [2]. Тоді дійсна швидкість фільтрування визначається за формулою :

$$\omega_{ф.} = Q / f_k / n,$$

де n - кількість постійно працюючих фільтрів;

$$\omega_{ф.} = 177 / 5,31 / 2 = 16,67 \text{ м/год.}$$

Кількість катіоніту КУ-2-8, яку необхідно завантажити у фільтри, у тому числі й у резервний:

$$V_{кат.}^{вол.} = Q_{доб.} \cdot (Na^+_{зал.}) / E_{кат.},$$

де $Q_{доб.}$ - добова продуктивність фільтра;

$$Q_{доб.} = 24 \cdot 177 + 24 \cdot 177 / n = 6372 \text{ м}^3/\text{доб};$$

$Na^+_{зал.}$ - залишкова концентрація іонів Na^+ у воді після першої ступіні, мг-екв/ дм³;

$E_{кат.}$ - обмінна ємність катіоніту, г-екв/м³;

$$V_{кат.}^{вол.} = 6372 \cdot 0,5 / 600 = 5,31 \text{ м}^3.$$

Об'єм катіоніту в повітряно-сухому стані визначається за формулою

:

$$V_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = V_{\text{кат.}}^{\text{вол.}} / K_{\text{кат.}}^{\text{наб.}} = 5,31 / 2,06 = 2,58 \text{ м}^3,$$

де $K_{\text{кат.}}^{\text{наб.}}$ - коефіцієнт набрякання катіоніту .

Маса повітряно-сухого катіоніту, завантаженого у фільтри, визначається за формулою :

$$M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = V_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} \cdot \rho_{\text{кат.}}^{\text{сух.}},$$

де $\rho_{\text{кат.}}^{\text{сух.}}$ - насипна густина катіоніту, т/м³;

$$M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = 2,58 \cdot 0,7 = 1,81 \text{ т};$$

Тривалість фільтрування визначається за формулою :

$$\tau = f_k \cdot h_{\text{ш.}} \cdot E_{\text{кат.}} \cdot n / Q / C ,$$

де C - залишкова концентрація іонів Na^+ у воді після першої ступіні;

$$\tau = 5,31 \cdot 1,5 \cdot 600 \cdot 2 / 177 / 0,5 = 108 \text{ год.}$$

Добове число регенерацій визначається за формулою :

$$m = 24 \cdot n / \tau = 24 \cdot 2 / 108 = 0,44 \text{ рег/доб.}$$

Витрата 100%-ї HCl на регенерацію визначається за формулою :

$$\sigma_{\text{HCl}}^{100} = f_k \cdot h_{\text{ш.}} \cdot b \cdot E_{\text{кат.}} / 1000,$$

де b - питома витрата HCl , кг/м³;

$$\sigma_{\text{HCl}}^{100} = 5,31 \cdot 1,5 \cdot 70 \cdot 600 / 1000 = 334,53 \text{ кг.}$$

Витрата технічної 32%-ної кислоти на одну регенерацію ($\rho = 1159$ кг/м³) визначається як :

$$\sigma_{\text{HCl}}^{32} = 334,53 \cdot 100 / 32 = 1045,41 \text{ кг} = 0,9 \text{ м}^3.$$

Витрата 4%-ного розчину соляної кислоти ($\rho = 1028$ кг/м³) визначається як :

$$\sigma_{\text{HCl}}^4 = \sigma_{\text{HCl}}^{32} \cdot 100 / 4 = 1045,41 \cdot 100 / 4 = 26135,25 \text{ кг} = 25,42 \text{ м}^3.$$

Об'єм води для приготування 4%-ного розчину соляної кислоти на одну регенерацію визначається як :

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 25,42 - 0,9 = 24,52 \text{ м}^3 .$$

Тривалість пропуску регенераційного розчину при швидкості потоку $\omega_{\text{рег.}} = 5$ м/год [2]:

$$t_1 = \sigma_{\text{HCl}}^4 / f_k / \omega_{\text{рег.}} = 25,42/5,31/5 = 0,96 \text{ год.}$$

Витрата води на відмивання визначається за формулою :

$$V_{\text{відм}} = f_k \cdot h_{\text{ш}} \cdot a,$$

де a - питома витрата води на відмивання, м³/м³;

$$V_{\text{відм}} = 5,31 \cdot 1,5 \cdot 9 = 71,69 \text{ м}^3.$$

Тривалість відмивання при швидкості відмивочного потоку $\omega_{\text{відм.}} = 10$ м/год визначається за формулою :

$$t_2 = V_{\text{відм.}} / f_k / \omega_{\text{відм.}} = 71,69/5,31/10 = 1,35 \text{ год.}$$

Витрата води на розпушення, при інтенсивності розпушення $i = 3$ кг/(с·м²), визначається за формулою :

$$V_{\text{розп}} = f_k \cdot t_3 \cdot i \cdot 60 / 1000 = 5,31 \cdot 10 \cdot 3 \cdot 60 / 1000 = 9,56 \text{ м}^3,$$

де t_3 - час розпушення, хв.

Загальна тривалість регенерації визначається за формулою :

$$t = t_1 + t_2 + t_3 = 0,96 + 1,35 + 10/60 = 2,48 \text{ год.}$$

Сумарна витрата води на регенерацію визначається за формулою :

$$V = V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{відм}} + V_{\text{розп}} = 24,52 + 71,69 + 9,56 = 105,77 \text{ м}^3.$$

Годинна витрата води на власні нестатки визначається за формулою :

$$q = V \cdot m / 24 = 105,77 \cdot 0,44/24 = 1,94 \text{ м}^3/\text{год.}$$

З цього випливає, що вихідної води повинно надходити на 1,94 м³/год більше для задоволення нестатків Н-катіонітових фільтрів другої ступіні.

$$Q = 177 + 1,94 = 178,94 \cong 180 \text{ м}^3/\text{год.}$$

7.7 Розрахунок декарбонізатора

Продуктивність $Q = 180 \text{ м}^3/\text{год}$.

Температура води - $20 \text{ }^\circ\text{C}$.

Вміст CO_3^{2-} у воді (карбонатна твердість), що надходить на декарбонізатор:

$$\text{CO}_3^{2-} = 1,3 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Вміст CO_2 у воді, що подається на декарбонізатор:

$$C^{\text{п}}_{\text{CO}_2} = 1,3 \cdot 44 = 57,2 \text{ мг/дм}^3.$$

Залишковий вміст вуглекислоти у воді з декарбонізатора, приймають 5 мг/дм^3 :

$$C^{\text{д}}_{\text{CO}_2} = 5 \text{ мг/дм}^3.$$

Кількість вуглекислоти, що підлягає видаленню в декарбонізаторі:

$$\begin{aligned} G &= Q \cdot (C^{\text{п}}_{\text{CO}_2} - C^{\text{д}}_{\text{CO}_2}) / 1000 = \\ &= 180 \cdot (57,2 - 5) / 1000 = 9,4 \text{ кг/год}. \end{aligned}$$

Необхідну поверхню насадки, що забезпечує заданий ефект видалення вуглекислоти, визначимо за формулою:

$$F = G / K_{\text{ж}} / \Delta C_{\text{ср.}},$$

де G - кількість вуглекислоти, що підлягає видаленню в декарбонізаторі, кг/год ;

$K_{\text{ж}}$ - коефіцієнт десорбції вуглекислоти, $\text{м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{год})$ (мал. 5.10 [3]);

$\Delta C_{\text{ср.}}$ - середня сила десорбції, кг/м^3 (мал. 5.11 [3]);

$$F = 9,4 / 0,4 / 0,015 = 1566,6 \text{ м}^2.$$

Визначимо об'єм насадки при безладному завантаженні кілець :

$$V = F / a = 1566,6 / 204 = 7,68 \text{ м}^3,$$

де a - питома поверхня кілець Рашига $25 \times 25 \times 3 \text{ мм}$ при безладному завантаженні, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Площа поперечного перерізу декарбонізатору:

$$f = Q / 60,$$

де 60 - оптимальна густина зрошення насадки, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$;

$$f = 180 / 60 = 3 \text{ м}^2.$$

Висота насадки:

$$h = V / f = 7,68/3 = 2,56 \text{ м}.$$

Витрата повітря дорівнює:

$$V_{\text{пов.}} = Q \cdot b,$$

де b - питома витрата повітря при насадці з кілець Рашига, приймається:
при зм'якшенні -25, при знесоленні - $40 \text{ м}^3/\text{м}^3$;

$$V_{\text{пов.}} = 180 \cdot 25 = 4500 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Сумарний опір проходу повітря через декарбонізатор:

$$\Delta P = \delta \cdot h + C,$$

де δ - опір насадки з кілець Рашига $25 \times 25 \times 3 \text{ мм}$ на 1 м висоти
шару, мм вод. ст. ;

C - опір проходу повітря конструктивних елементів
декарбонізатора, мм вод. ст. ;

$$\Delta P = 25 \cdot 2,56 + 40 = 104 \text{ мм вод. ст. [3]}.$$

7.8 Розрахунок аніонітового фільтра першої ступені

Продуктивність установки $180 \text{ м}^3/\text{год}$.

Визначимо необхідну площу фільтрування для двох фільтрів, при швидкості фільтрування $10 \text{ м}/\text{год}$, за формулою :

$$F = Q / \omega = 180 / 10 = 18 \text{ м}^2.$$

Приймаємо два стандартних фільтри $D = 3000 \text{ мм}$, $h_{\text{ш.}} = 2,5 \text{ м}$, $f = 7,07 \text{ м}^2$.

Тоді дійсна швидкість фільтрування розраховується за формулою :

$$\omega_{\text{д}} = Q / f / n = 180/7,07/3 = 8,49 \text{ м}/\text{год}.$$

Як завантажений матеріал приймаємо слабкоосновний аніоніт АН-31. Його розрахункова обмінна ємність $E_{\text{ан}} = 800 \text{ г-екв}/\text{м}^3$.

Кількість аніоніту АН-31, яку необхідно завантажити у фільтри, у тому числі й у резервний, визначаємо за формулою:

$$V_{\text{ан.}}^{\text{вол.}} = Q_{\text{доб.}} \cdot (\text{SO}_4^{2-} + \text{Cl}^-) / E_{\text{ан.}}$$

де $Q_{\text{доб.}}$ - добова продуктивність фільтра;

$$Q_{\text{доб.}} = 24 \cdot 180 + 24 \cdot 180 / n = 5760 \text{ м}^3/\text{доб};$$

SO_4^{2-} і Cl^- - концентрації іонів SO_4^{2-} і Cl^- у воді, мг-екв/ дм³;

$E_{\text{ан.}}$ - обмінна ємність аніоніту, г-екв/м³;

$$V_{\text{ан.}}^{\text{вол.}} = 5760 \cdot (3,69 + 1,44) / 800 = 36,94 \text{ м}^3.$$

Об'єм аніоніту в повітряно-сухому стані визначається за формулою :

$$V_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} = V_{\text{ан.}}^{\text{вол.}} / K^{\text{наб.}}_{\text{ан.}} = 36,94 / 2,32 = 15,92 \text{ м}^3,$$

де $K^{\text{наб.}}_{\text{ан.}}$ - коефіцієнт набрякання аніоніту.

Маса повітряно-сухого аніоніту, завантаженого у фільтри, визначається за формулою :

$$M_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} = V_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} \cdot \rho_{\text{ан.}}^{\text{сух.}},$$

де $\rho_{\text{ан.}}^{\text{сух.}}$ - насипна густина аніоніту, т/м³;

$$M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = 15,92 \cdot 0,72 = 11,46 \text{ т};$$

Тривалість фільтрування визначаємо за формулою :

$$\tau = f_a \cdot h_{\text{ш.}} \cdot E_{\text{ан.}} \cdot n / Q / C,$$

де C - концентрація іонів ($\text{SO}_4^{2-} + \text{Cl}^-$), мг-екв/л;

$$\tau = 7,07 \cdot 2,5 \cdot 800 \cdot 3 / 180 / (3,69 + 1,44) = 45,94 \text{ год.}$$

Добове число регенерації визначаємо як :

$$m = 24 \cdot 3 / 45,94 = 1,57 \text{ рег./доб.}$$

Витрата 100%-ного NaOH на одну регенерацію визначаємо за формулою :

$$\sigma_{\text{NaOH}}^{100} = f_a \cdot h_{\text{ш.}} \cdot b \cdot E_{\text{ан.}} / 1000 = 7,07 \cdot 2,5 \cdot 100 \cdot 800 / 1000 = 1414 \text{ кг.}$$

Витрата технічного 42%-ного їдкого натру на одну регенерацію ($\rho = 1449 \text{ кг/м}^3$) визначаємо за формулою :

$$\sigma_{\text{NaOH}}^{42} = \sigma_{\text{NaOH}}^{100} \cdot 100 / 42 = 1414 \cdot 100 / 42 = 3366,67 \text{ кг} = 2,32 \text{ м}^3.$$

Добова витрата 42%-ного їдкого натру визначаємо за формулою :

$$\sigma_{\text{NaOH}}^{\text{доб}} = \sigma_{\text{NaOH}}^{42} \cdot m = 3366,67 \cdot 1,57 = 5285,67 \text{ кг}.$$

На одну регенерацію буде потрібно наступна кількість 4%-ного регенераційного розчину ($\rho = 1043 \text{ кг/м}^3$) визначаємо за формулою :

$$\sigma_{\text{NaOH}}^4 = \sigma_{\text{NaOH}}^{42} \cdot 100 / 4 = 3366,67 \cdot 100 / 4 = 84166,75 \text{ кг} = 80,7 \text{ м}^3.$$

Кількість води на приготування регенераційного розчину визначається як:

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 80,7 - 2,32 = 78,38 \text{ м}^3.$$

Тривалість пропуску регенераційного розчину, при швидкості потоку $\omega = 5 \text{ м/год}$, визначаємо за формулою :

$$t_1 = \sigma_{\text{NaOH}}^4 / f_a / \omega = 80,7 / 7,07 / 5 = 2,28 \text{ год}.$$

Витрата води на відмивання, при питомій витраті води $a = 8 \text{ м}^3/\text{м}^3$, визначається за формулою :

$$V_{\text{відм.}} = f_a \cdot h_{\text{ш.}} \cdot a = 7,07 \cdot 2,5 \cdot 8 = 141,4 \text{ м}^3.$$

Тривалість відмивання, при швидкості відмивочного потоку $\omega = 10 \text{ м/год}$, визначаємо за формулою :

$$t_2 = 141,4 / 7,07 / 10 = 2 \text{ год}.$$

Витрата води на розпушення, при інтенсивності подачі води $i=3 \text{ л/(с}\cdot\text{м}^2)$, визначається за формулою :

$$V_{\text{розп.}} = f_a \cdot t_3 \cdot i \cdot 60 / 1000 ,$$

де t_3 - тривалість розпушення, хв.;

$$V_{\text{розп.}} = 7,07 \cdot 10 \cdot 3 \cdot 60 / 1000 = 12,73 \text{ м}^3.$$

Загальна тривалість регенерації визначається за формулою :

$$t = t_1 + t_2 + t_3 = 2,28 + 2 + 10/60 = 4,45 \text{ год}.$$

Сумарна витрата води на власні нестатки визначається за формулою :

$$V_{\Sigma} = V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{відм}} + V_{\text{розп}} = 78,38 + 141,4 + 12,73 = 232,51 \text{ м}^3.$$

Годинна витрата води на власні нестатки визначається як :

$$q_{H_2O} = 232,51 \cdot 1,51/24 = 14,63 \text{ м}^3/\text{год.}$$

7.9 Розрахунок Н-катіонітового фільтра першої ступені

Продуктивність $Q = 180 + 14,63 = 195 \text{ м}^3/\text{год.}$

Необхідна площа фільтрування при швидкості фільтрування $10 \text{ м}/\text{год}$ визначається за формулою :

$$F = Q / \omega ,$$

$$F = 195/10 = 19,5 \text{ м}^2.$$

Приймаємо стандартний фільтр $D = 3000 \text{ мм}$, $h_{ш.} = 2,5 \text{ м}$, $f = 7,07 \text{ м}^2$.

Тоді дійсна швидкість фільтрування визначається за формулою :

$$\omega_d = Q / f / n = 195/7,07/3 = 9,19 \text{ м}/\text{год.}$$

Кількість катіоніту КУ-2-8, яку необхідно завантажити у фільтри, у тому числі й у резервний:

$$V_{\text{кат.}}^{\text{вол.}} = Q_{\text{доб.}} \cdot (Na^+ + Ca^{2+} + Mg^{2+}) / E_{\text{кат.}},$$

де $Q_{\text{доб.}}$ - добова продуктивність фільтра;

$$Q_{\text{доб.}} = 24 \cdot 195 + 24 \cdot 195/n = 6240 \text{ м}^3/\text{доб.};$$

Na^+ , Ca^{2+} і Mg^{2+} - концентрація іонів Na^+ , Ca^{2+} і Mg^{2+} у воді , $\text{мг-екв}/\text{дм}^3$;

$E_{\text{кат.}}$ - обмінна ємність катіоніту , $\text{г-екв}/\text{м}^3$;

$$V_{\text{кат.}}^{\text{вол.}} = 6240 \cdot (0,69 + 6,12 + 0,17) / 600 = 72,6 \text{ м}^3.$$

Об'єм катіоніту в повітряно-сухому стані визначається за формулою :

$$V_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = V_{\text{кат.}}^{\text{вол.}} / K_{\text{кат.}}^{\text{наб.}} = 72,6/2,06 = 35,24 \text{ м}^3,$$

де $K_{\text{кат.}}^{\text{наб.}}$ - коефіцієнт набрякання катіоніту .

Маса повітряно-сухого катіоніту , завантаженого у фільтри, визначається за формулою :

$$M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = V_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} \cdot \rho_{\text{кат.}}^{\text{сух.}},$$

де $\rho_{\text{кат.}}^{\text{сух.}}$ - насипна густина катіоніту , $\text{т}/\text{м}^3$;

$$M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = 35,24 \cdot 0,7 = 24,67 \text{ т};$$

Тривалість фільтрування визначається за формулою :

$$\tau = f_{\text{к.}} \cdot h_{\text{ш.}} \cdot E_{\text{кат}} \cdot n / Q / C ,$$

де C - концентрація всіх катіонів ;

$$\tau = 7,07 \cdot 2,5 \cdot 600 \cdot 3 / 195 / (0,17 + 0,69 + 6,12) = 23,37 \text{ год.}$$

Добове число регенерації визначається за формулою :

$$m = 24 \cdot n / \tau = 24 \cdot 3 / 23,37 = 3,08 \text{ рег./доб.}$$

Витрата 100%-ної соляної кислоти для регенерації фільтра визначається за формулою :

$$\sigma_{\text{HCl}}^{100} = f_{\text{к.}} \cdot h_{\text{ш.}} \cdot b \cdot E_{\text{кат}} / 1000,$$

де b - питома витрата кислоти, кг/м^3 ;

$$\sigma_{\text{HCl}}^{100} = 7,07 \cdot 2,5 \cdot 70 \cdot 600 / 1000 = 742,35 \text{ кг.}$$

Для приготування регенераційного розчину використовується 32%-на соляна кислота ($\rho = 1159 \text{ кг/м}^3$). Її витрата на одну регенерацію розраховується за формулою :

$$\sigma_{\text{HCl}}^{32} = 742,35 \cdot 100 / 32 = 2319,84 \text{ кг} = 2 \text{ м}^3.$$

Добова витрата 32%-ної соляної кислоти визначаємо за формулою :

$$\sigma_{\text{HCl}}^{\text{доб.}} = \sigma_{\text{HCl}}^{32} \cdot m = 2319,84 \cdot 3,08 = 7145,1 \text{ кг.}$$

Регенерацію першої ступіні Н-катіонітового фільтра робимо 4%-ним розчином HCl ($\rho = 1028 \text{ кг/м}^3$). Його кількість визначаємо як :

$$\sigma_{\text{HCl}}^4 = 2319,84 \cdot 100 / 4 = 57996 \text{ кг} = 56,42 \text{ м}^3.$$

Кількість води на приготування 4%-ного розчину соляної кислоти визначається як :

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 56,42 - 2 = 54,42 \text{ м}^3.$$

Тривалість пропуску регенераційного розчину при швидкості потоку $\omega_{\text{рег.}} = 5 \text{ м/год}$ [2] визначається за формулою :

$$t_1 = \sigma_{\text{HCl}}^4 / f_{\text{к.}} / \omega_{\text{рег.}} = 56,42 / 7,07 / 5 = 1,6 \text{ год.}$$

Витрата води на відмивання визначається за формулою :

$$V_{\text{відм}} = f_{\text{к.}} \cdot h_{\text{ш}} \cdot a,$$

де a - питома витрата води на відмивання, $\text{м}^3/\text{м}^3$;

$$V_{\text{відм}} = 7,07 \cdot 2,5 \cdot 9 = 159,08 \text{ м}^3.$$

Тривалість відмивання при швидкості відмивочного потоку $\omega_{\text{відм.}} = 5 \text{ м/год}$ визначається за формулою :

$$t_2 = V_{\text{відм.}} / f_{\text{к.}} / \omega_{\text{відм.}} = 159,08 / 7,07 / 5 = 4,5 \text{ год.}$$

Витрата води на розпушення, при інтенсивності розпушення $i = 3 \text{ кг}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$, визначається за формулою :

$$V_{\text{розп.}} = f_{\text{к.}} \cdot t_3 \cdot i \cdot 60 / 1000 = 7,07 \cdot 10 \cdot 3 \cdot 60 / 1000 = 12,73 \text{ м}^3,$$

де t_3 - час розпушення, хв.

Загальна тривалість регенерації визначається за формулою :

$$t = t_1 + t_2 + t_3 = 1,6 + 4,5 + 10/60 = 6,27 \text{ год.}$$

Сумарну витрату води на регенерацію визначаємо за формулою :

$$V_{\Sigma} = V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{відм}} + V_{\text{розп}} = 54,42 + 159,08 + 12,73 = 226,23 \text{ м}^3.$$

Годинна витрата води на власні нестатки визначається за формулою :

$$q_{\text{H}_2\text{O}} = V_{\Sigma} \cdot m / 24 = 226,23 \cdot 3,08 / 24 = 29,03 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Для задоволення власних нестатків установки вихідної води необхідно:

$$195 + 29,03 = 224,03 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Це складе:

$$224,03 \cdot 24 \cdot 365 = 1962502,8 \text{ м}^3/\text{рік.}$$

7.10 Розрахунок деаератора

Деаератор чи дегазатор - це апарат, у якому відбувається видалення з води розчиненого кисню. Видалення кисню з води без її підігріву проводиться розбризкуванням води у вакуумі, що відповідає точці кипіння води при даній температурі. При 10°C абсолютний тиск відповідно точці кипіння дорівнює $0,2 \text{ кгс/см}^2 = 0,196 \text{ МПа}$ [5].

Кількість кисню, що підлягає видаленню в деаераторі, визначається за формулою :

$$G_k = Q \cdot (C_{\text{вх}} - C_{\text{вих}}) / 1000,$$

де $C_{\text{вх}}$ і $C_{\text{вих}}$ - концентрація кисню у вихідній воді (5-12) і залишкова концентрація кисню у воді після деаератора (0,01-0,5), мг/дм³

$$G_k = 175 \cdot (6 - 0,5) / 1000 = 0,96 \text{ кг/год.}$$

Необхідну поверхню насадки, що забезпечує заданий ефект видалення кисню, визначимо за формулою :

$$F = G_k / K_{\text{дес}} / \Delta C_{\text{ср.}},$$

де G_k - кількість кисню, що підлягає видаленню в деаераторі, кг/год;

$K_{\text{дес}}$ - коефіцієнт десорбції кисню, м³/(м²·год) (мал. 11.8 [5]);

$\Delta C_{\text{ср.}}$ - середня сила десорбції, кг/м³ (мал. 11.7 [5]);

$$F = 0,96 / 0,5 / 0,0022 = 875 \text{ м}^2$$

Площу поперечного перерізу вакуумного деаератора визначаємо за формулою :

$$f = Q / b ,$$

де b - оптимальна густина зрошення насадки з кілець Рашига, м³/(м²·год);

$$f = 175 / 50 = 3,5 \text{ м}^2.$$

Продуктивність вакуумного пристрою для відсосу парогазової суміші:

$$V = G_k \cdot (t + 273) / 377 / p_k,$$

де p_k - парціальний рівноважний тиск кисню у воді, що виходить з

деаератора:

$$p_k = C_{\text{вих}} / S,$$

де S - розчинність кисню у воді при даній температурі і парціальному тиску $1 \text{ кгс/см}^2 = 0,98 \text{ МПа}$, г/м^3 ;

$$p_k = 0,5/37,29 = 0,013 \text{ кгс/см}^2;$$

$$V = 0,96 \cdot (10 + 273) / 377 / 0,013 = 55,43 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Об'єм парогазової суміші приводимо до нормальних умов ($t = 0 \text{ }^\circ\text{C}$, $p = 760 \text{ мм рт. ст.}$) за рівнянням:

$$V_0 = V \cdot p / (1 + 0,0366 \cdot t),$$

де p - тиск парогазової суміші при даній температурі в деаeratorі, кгс/см^2 ;

$$V_0 = 55,43 \cdot 0,2 / (1 + 0,0366 \cdot 10) = 8,12 \text{ м}^3/\text{год}$$

8 РОЗРАХУНОК І ВИБІР ОСНОВНОГО І ДОПОМІЖНОГО ОБЛАДНАННЯ

Вибір освітлювача

Для забезпечення заданої продуктивності приймаємо до установки один освітлювача ВТИ-250і, продуктивністю до 250 м³/год, і один резервний.

Вапногасилка

Вибір робимо по кількості сухого СаО, необхідного для підлужування. У відділенні готування вапняного молока встановлюємо одну механічну лопатеву вапногасилку С-322, продуктивністю 1 т/год по вапну кипілки, з електродвигуном потужністю 4,5 кВт.

Гідроциклон

Вибір робимо по годинній витраті вапняного молока: $9,51/24=0,4$ м³/год. Приймаємо до установки один гідроциклон, продуктивністю 8 м³/год.

Циркуляційна мішалка вапняного молока

Об'єм розчину Са(ОН)₂ : $V=0.438*12*1.3=6.84$ м³.

Встановлюємо одну циркуляційну мішалку вапняного молока об'ємом 8 м³.

Установка для приготування розчину ПАА

Приймаємо установку для приготування розчину ПАА типу УРП-2М продуктивністю 6 кг/год.

Встановлюємо одну бак-мішалку для 1%-ного розчину ПАА, об'ємом 2 м³.

Встановлюємо циркуляційний перекачувальний насос типу 2к-20/30а, продуктивністю 20 м³/год, Н=25,2 м вод. ст. з електродвигуном, у якого n=2900 об/хв. і N=4,5 кВт.

Встановлюємо електродвигун до мішалки типу АО2-46-2, потужністю 4 кВт, $n=960$ об/хв.

Баки для розчину коагулянту

Розчин коагулянту заготовлюємо на 24 год. Об'єм 10%-ного розчину коагулянту:

$$V_{\text{к. доб.}} = Q_{\text{к. доб.}} \cdot 100 / 1000 / 10 / \rho_{\text{к.}},$$

де 10 - концентрація безводного коагулянту, %

$\rho_{\text{к.}}$ - густина 10%-го розчину коагулянту, кг/м^3 ;

$$V_{\text{к. доб.}} = 324,32 \cdot 100 / 10 / 1051 = 3,09 \text{ м}^3/\text{доб.}$$

$$V_{\text{б}} = V_{\text{к. доб.}} \cdot 1,3 = 3,09 \cdot 1,3 = 4,017 \text{ м}^3.$$

Встановлюємо один розчинний бак для 10 %-ного розчину коагулянту

об'ємом $4,0 \text{ м}^3$.

Об'єм 5%-ного розчину коагулянту:

$$V_{\text{к. доб.}} = Q_{\text{к. доб.}} \cdot 100 / 1000 / 5 / \rho_{\text{к.}},$$

де 5 - концентрація безводного коагулянту, %

$\rho_{\text{к.}}$ - густина 10%-го розчину коагулянту, кг/м^3 ;

$$V_{\text{к. доб.}} = 324,32 \cdot 100 / 5 / 1048 = 6,19 \text{ м}^3/\text{доб.}$$

$$V_{\text{б}} = V_{\text{к. доб.}} \cdot 1,3 = 6,1 \cdot 1,3 = 8 \text{ м}^3.$$

Встановлюємо один видатковий бак для 5 %-ного розчину коагулянту

об'ємом $8,0 \text{ м}^3$ і один резервний бак об'ємом $8,0 \text{ м}^3$, що може бути використаний, як розчинний, так і видатковий.

Бак вапнованої води

Об'єм вапнованої води: $241,25 \cdot 1,3 = 313,63 \text{ м}^3$

Встановлюємо два баки вапнованої води об'ємом по 160 м^3 .

Насоси-дозатори вапняного молока

На кожний із двох освітлювачів необхідно подавати по 0,44 м³/год вапняного молока.

Приймаємо до установки два насоси-дозатори вапняного молока типу НД630/10, продуктивністю 0,63 м³/год, напір нагнітання 100 м вод. ст. з електродвигуном ВАО-21-4, потужністю 1,1 кВт, а також один резервний.

Насоси-дозатори розчину ПАА

На кожний із двох освітлювачів необхідно подавати по 2,285 м³/год розчину ПАА.

Приймаємо до установки два насоси-дозатори розчину ПАА типу НД2500/10, продуктивністю 2,5 м³/год, напір нагнітання 100 м вод. ст. з електродвигуном ВАО-32-4, потужністю 3 кВт, а також один резервний.

Насоси-дозатори розчину коагулянту

На кожний із двох освітлювачів необхідно подавати по 0,27 м³/год розчину коагулянту.

Приймаємо до установки два насоси-дозатори розчину коагулянту типу НД400/16, продуктивністю 0,4 м³/год, напір нагнітання 160 м вод. ст. з електродвигуном ВАО-21-4, потужністю 1,1 кВт, кількість насосів один, а також один резервний.

Механічні фільтри

Приймаємо до установки 3 механічних фільтри площею фільтрування по 9,1 м².

Бак проясненої води

Бак повинен забезпечити продуктивність знесолюючої установки в об'ємі:

$$240,77 \cdot 1,3 = 313 \text{ м}^3$$

Приймаємо до установки два баки проясненої води об'ємом по 160 м³.

Вибір іонообмінних фільтрів

По попередніх розрахунках приймаємо стандартні іонообмінні фільтри з такими характеристиками [3]:

Три катіонітових фільтри I ступіні, шифр ФІПа I-3,0-6, D = 3000 мм, будівельна висота 5470 мм;

Три аніонітових фільтри I ступіні, шифр ФІПа I-3,0-6, D = 3000 мм, будівельна висота 5470 мм;

Два катіонітових фільтри II ступіні, шифр ФІПа-II-2,6-6, D = 2600 мм, будівельна висота 4015 мм;

Аніонітовий фільтр II ступіні, шифр ФІПа-II-3,0-6, D = 3000 мм, будівельна висота 4385 мм;

Фільтр змішаної дії з внутрішньою регенерацією ФЗДВр-2,6-6, D = 2600 мм, будівельна висота 5030 мм.

На кожній ступіні передбачається по одній одиниці відповідного резервного устаткування.

Мірник міцної соляної кислоти

Необхідна ємність для збереження 32%-ної соляної кислоти становить:

$$V_{\text{к}}^{\text{доб}} = \Sigma(V_{\text{Кі}}^{32} \cdot m_i) / \rho,$$

де $V_{\text{Кі}}^{32}$ - витрата кислоти для кожної ступіні на одну регенерацію, м³;

m_i - добове число регенерацій для кожної ступіні;

ρ - густина 32%-ного розчину кислоти, м³/кг;

$$V_{\text{Кі}}^{\text{доб}} = (2319,84 \cdot 3,08 + 1045,41 \cdot 0,44 + 417,91 \cdot 0,066) / 1159 = 6,6 \text{ м}^3$$

Ємність мірника для добового запасу кислоти з урахуванням коефіцієнта запасу:

$$V_k = 1,3 \cdot V_{k1}^{\text{доб}} = 1,3 \cdot 6,6 = 8,59 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки мірник міцної соляної кислоти $V = 10 \text{ м}^3$.

Місячний запас кислоти :

$$V_{\text{міс}} = V_k \cdot 30 = 257,6 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки бак для зберігання кислоти об'ємом 320 м^3 .

Необхідна ємність для зберігання 4%-ного розчину соляної кислоти становить:

$$V_k^{\text{доб}} \cdot 100/4 = 165 \text{ м}^3$$

Встановлюємо бак для 4%-ного розчину кислоти об'ємом 200 м^3 .

Мірник міцного лугу

Необхідна ємність для збереження 42%-ного їдкого натру складає:

$$V_{\text{л.}}^{\text{доб}} = \Sigma(V_{\text{лі.}}^{42} \cdot m_i) / \rho,$$

де $V_{\text{лі.}}^{42}$ - витрата лугу для кожної ступіні на одну регенерацію, м^3 ;

m_i - добове число регенерацій для кожної ступіні;

ρ - густина 42%-ного розчину лугу, $\text{кг}/\text{м}^3$;

$$V_{\text{лі.}}^{\text{доб}} = (3366,67 \cdot 1,57 + 1641,25 \cdot 0,039 + 492,79 \cdot 0,066) / 1449 = 3,71 \text{ м}^3$$

Ємність мірника для добового запасу лугу з урахуванням коефіцієнта запасу:

$$V_{\text{л}} = 1,3 \cdot V_{\text{лі.}}^{\text{доб}} = 1,3 \cdot 3,71 = 4,82 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки мірник міцного лугу $V = 5,0 \text{ м}^3$.

Місячний запас лугу :

$$V_{\text{міс}} = V_{\text{л}} \cdot 30 = 144,6 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки бак зберігання лугу об'ємом 160 м^3 .

Необхідна ємність для зберігання 4%-ного їдкого натру становить:

$$V_{\text{л.}}^{\text{доб}} \cdot 100/4 = 92,75 \text{ м}^3$$

Встановлюємо бак для 4%-ного розчину лугу об'ємом 100 м^3 .

Декарбонізатор

Декарбонізатор підбираємо виходячи з продуктивності $Q = 180 \text{ м}^3/\text{год}$ і карбонатної твердості $T_k = 1,3 \text{ мг-екв/дм}^3$. Приймаємо до установки декарбонізатор з такими характеристиками [3]:

$Q = 200 \text{ м}^3/\text{год}$, $D_y = 1790 \text{ мм}$, $H = 4500 \text{ мм}$, висота засипання кілець Рашига - $H_{кр} = 2,9\text{-}3 \text{ м}$, шифр Б237.

Вентилятор до декарбонізатору

Витрата повітря, що подається в декарбонізатор: $Q_{\text{возд}} = 4560 \text{ м}^3/\text{год}$

Опір проходу повітря через декарбонізатор:

$$\Delta P = 103,97 \text{ мм вод. ст.} = 1018,91 \text{ Па}$$

Встановлюємо до декарбонізатору вентилятор Ц1-8500, $Q = 8500 \text{ м}^3/\text{год}$, $H = 3280 \text{ Па} = 334,7 \text{ мм вод. ст.}$, з електродвигуном типу АТ2-51-2 потужністю

10 кВт, $n = 46,7 \text{ об/с}$. Кількість вентиляторів два.

Бак до декарбонізатору

Приймаємо до декарбонізатору бак декарбонізованої води об'ємом $V_6 = 200 \text{ м}^3$.

Бак для вод після розпушення

Води після розпушення з усіх ступіней збираємо в один бак, об'єм якого визначаємо за формулою:

$$V_{\text{розп.}} = 1,3 \cdot \sum V_{\text{розп.і}} = 1,3 \cdot (27,3 + 8,84 + 12,73 + 9,56 + 12,73 + 12,73) = 109,06 \text{ м}^3$$

Приймаємо до установки бак для вод після розпушення об'ємом 125 м^3 .

Бак кислих регенераційних вод

Кислі регенераційні води з усіх ступіней збираємо в один бак, об'єм якого визначаємо за формулою:

$$V_{\text{кисл}} = 1,3 \cdot \sum V_{\text{кисл.і}} = 1,3 \cdot (10,16 + 25,42 + 55,46) = 118,35 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки бак кислих регенераційних вод об'ємом 125 м³.

Бак лужних регенераційних вод

Лужні регенераційні води збираємо в один бак, об'єм якого визначаємо за формулою:

$$V_{\text{луж.}} = 1,3 \cdot \sum V_{\text{луж.і}} = 1,3 \cdot (11,81 + 39,34 + 80,7) = 171,405 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки бак лужних регенераційних вод об'ємом 200 м³.

Бак-нейтралізатор

Для нейтралізації кислих і лужних регенераційних вод встановлюємо бак об'ємом:

$$V_{\text{нейтр.}} = V_{\text{кисл.}} + V_{\text{луж.}} = 118,35 + 171,405 = 289,755 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки два бак-нейтралізатор об'ємом по 320 м³.

Бак для вод після відмивання

Води після відмивання з усіх ступіней збираємо в бак об'ємом:

$$V_{\text{відм.}} = 1,3 \cdot \sum V_{\text{відм.і}} = 1,3 \cdot (53,07 + 31,84 + 95,45 + 71,69 + 141,4 + 159,08) = 718,29 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки два баки для води об'ємом по 400 м³.

Бак знесоленої води

Приймаємо до установки бак, що забезпечує двогодинний запас знесоленої води об'ємом:

$$V_{\text{знесол.}} = 1,3 \cdot 2 \cdot Q = 1,3 \cdot 2 \cdot 175 = 455 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки три баки знесоленої води об'ємом по 160 м³.

Насос декарбонізованої води

Насос повинен забезпечити подачу 180 м³/год декарбонізованої води на катіонітовий фільтр другої ступіні. Напір визначають виходячи з виразу:

$$H = H_{\text{ГУ}} + H_{\text{ГН}} + h_{\text{ВУ}} + h_{\text{ВН}},$$

де $H_{\text{ГУ}}$ і $H_{\text{ГН}}$ - геометрична висота всмоктування і нагнітання;

$h_{\text{ВУ}}$ і $h_{\text{ВН}}$ - втрати напору на усмоктуванні і нагнітання.

Втрати по тракту частково знесоленої води становлять:

- втрати напору в шайбі витратоміра, м вод. ст.....1,5;
- втрати напору в трубопроводах, м вод. ст.....2,5;
- втрати напору на вході і виході з фільтрів, м вод. ст.....6.

Сумарні втрати становлять 10,0 м вод. ст.

$$H = 10 + 10 = 20 \text{ м вод. ст.} = 0,2 \text{ МПа.}$$

Приймаємо до установки насос частково знесоленої води типу X280/29, $Q = 280 \text{ м}^3/\text{год}$, $H=25 \text{ м вод. ст.}$ з електродвигуном АО2-82-4, потужністю 55 кВт.

Насос проясненої води

Насос повинен подати 225 м³/год води на знесолюючу установку. Напір насоса проясненої води повинний бути більше розрахованих втрат напору в тракті, що складаються з:

- висоти підйому й усмоктування, м вод. ст.....7;
- опору на вході у Н-катіонітові
фільтри, м вод. ст.....16;
- втрати в шайбах витратомірів, м вод. ст.....1,5;
- втрати напору в трубопроводах, м вод. ст.....4;
- втрати в регулювальному клапані на вході
води в декарбонізатор, м вод. ст.....12.

Сумарні втрати напору становлять 40,5 м вод. ст. = 0,405 МПа.

Приймаємо до установки насос типу X280/42, $Q = 280 \text{ м}^3/\text{год}$, $H = 42 \text{ м вод. ст.}$ з електродвигуном АО2-92-4 потужністю 100 кВт.

Насос знесоленої води

Насос повинен забезпечити подачу $175 \text{ м}^3/\text{год}$ знесолені води в котельний цех. Втрати напору по цьому тракті складають:

- втрати в шайбах витратомірів, м вод. ст.....4,5;
- втрати напору в трубопроводах, м вод. ст.....5;
- висота підйому в деаератор, м вод. ст.....14;
- опір на вході в деаератор, м вод. ст.....12.

Сумарні втрати напору складають $35,5 \text{ м вод. ст.} = 0,355 \text{ МПа}$.

Приймаємо до установки насос типу Х280/42, $Q=280 \text{ м}^3/\text{год}$, $H=42 \text{ м вод. ст.}$ з електродвигуном АО2-92-4 потужністю 100 кВт .

Насос відмивання катіонітових фільтрів

Насос повинен забезпечити відмивання і розпушення катіонітових фільтрів, при якій годинна витрата води становить:

$$Q_{\text{відм.}}^I = Q_{\text{відм.}} / t_{\text{відм.}} = 159,08/4,5 = 35,35 \text{ м}^3/\text{год};$$

$$Q_{\text{відм.}}^{II} = 71,69/1,35 = 53,1 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Напір насоса для відмивання катіонітових фільтрів складається з:

- опору катіонітових фільтрів при заданій швидкості розпушення, м вод. ст.....9;
- опору трубопроводів, м вод. ст.....2;
- опору шайб витратомірів, м вод. ст.....1,5.

Сумарні втрати напору складають $12,5 \text{ м вод. ст.} = 0,125 \text{ МПа}$.

Приймаємо до установки відмивочний насос на катіонітові фільтри І ступіні типу Х45/21, $Q = 45 \text{ м}^3/\text{год}$, $H = 13,5$ з електродвигуном АО2-51-2 потужністю 10 кВт і відмивочний насос на катіонітові фільтри ІІ ступіні типу Х90/19, $Q = 90 \text{ м}^3/\text{год}$, $H=13$ з електродвигуном АО2-51-2 потужністю 10 кВт . А також по одному відповідному резервному насосу на кожну ступінь.

Насос відмивання аніонітових фільтрів

Насос повинен забезпечити відмивання і розпушення аніонітових фільтрів, при якій годинна витрата води складає:

$$Q_{\text{відм.}}^I = Q_{\text{відм.}} / t_{\text{відм.}} = 141,4/2 = 70,7 \text{ м}^3/\text{год};$$

$$Q_{\text{відм.}}^{II} = 95,45/1,35 = 70,7 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Напір насоса для відмивання аніонітових фільтрів складається з:

- опору аніонітових фільтрів при заданій швидкості розпушення, м вод. ст.....7;
- опору трубопроводів, м вод. ст.....2;
- опору шайб витратомірів, м вод. ст.....1,5.

Сумарні втрати напору становлять 10,5 м вод. ст. = 0,105 МПа.

Приймаємо до установки відмивочні насоси на аніонітові фільтри I та II ступіні типу Х90/19, $Q = 90 \text{ м}^3/\text{год}$, $H = 13 \text{ м вод. ст.}$ з електродвигуном АО2-51-2 потужністю 10 кВт.

Насос відмивання фільтра змішаної дії

Насос повинний забезпечити відмивання і розпушення ФЗД, при якій годинна витрата води становить:

$$Q_{\text{відм.}}^{\text{ФЗД}} = Q_{\text{відм.}} / t_{\text{відм.}} = 53,07 \cdot 60/60 = 53,07 \text{ м}^3/\text{год};$$

Напір насоса для відмивання ФЗД складається з:

- опору ФЗД при заданій швидкості розпушення, м вод. ст.....8;
- опору трубопроводів, м вод. ст.....2;
- опору шайб витратомірів, м вод. ст.....1,5.

Сумарні втрати напору становлять 11,5 м вод. ст. = 0,115 МПа.

Приймаємо до установки відмивочний насос на ФЗД типу Х90/19, $Q = 90 \text{ м}^3/\text{год}$, $H = 13$ з електродвигуном АО2-51-2 потужністю 10 кВт.

Насос-дозатор кислоти

Визначимо годинну продуктивність насосів-дозаторів кислоти:

$$Q_K^I = V_K^{4\%} / t_{\text{рег}} = 55,46/1,6 = 34,66 \text{ м}^3/\text{Год};$$

$$Q_K^{II} = V_K^{4\%} / t_{\text{рег}} = 25,42/0,96 = 26,48 \text{ м}^3/\text{Год};$$

$$Q_K^{\text{ФЗД}} = V_K^{4\%} / t_{\text{рег}} = 10,16 \cdot 60/22,98 = 26,53 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Приймаємо до установки чотири насоси-дозатори кислоти для першої ступіні типу ХТр10/100, $Q = 10 \text{ м}^3/\text{год}$ з електродвигуном ВАО-82-2 потужністю 55 кВт.

Приймаємо до установки три насоси-дозатори кислоти для другої ступіні типу ХТр10/100, $Q = 10 \text{ м}^3/\text{год}$ з електродвигуном ВАО-82-2 потужністю 55 кВт.

Приймаємо до установки три насоси-дозатори кислоти для ФЗД типу ХТр10/100, $Q = 10 \text{ м}^3/\text{год}$ з електродвигуном ВАО-82-2 потужністю 55 кВт.

Насос-дозатор лугу

Визначимо годинну продуктивність насосів-дозаторів лугу:

$$Q_L^I = V_L^{4\%} / t_{\text{рег}} = 80,7/2,28 = 35,39 \text{ м}^3/\text{Год};$$

$$Q_L^{II} = V_L^{4\%} / t_{\text{рег}} = 39,34/1,11 = 35,44 \text{ м}^3/\text{Год};$$

$$Q_L^{\text{ФЗД}} = V_L^{4\%} / t_{\text{рег}} = 11,81 \cdot 60/26,71 = 26,53 \text{ м}^3/\text{Год}.$$

Приймаємо до установки чотири насоси-дозатори лугу для першої ступіні типу ХТр10/100, $Q = 10 \text{ м}^3/\text{год}$ з електродвигуном ВАО-82-2 потужністю 55 кВт.

Приймаємо до установки чотири насоси-дозатори лугу для другої ступіні типу ХТр10/100, $Q = 10 \text{ м}^3/\text{год}$ з електродвигуном ВАО-82-2 потужністю 55 кВт.

Приймаємо до установки три насоси-дозатори лугу для ФЗД типу ХТр10/100, $Q = 10 \text{ м}^3/\text{год}$ з електродвигуном ВАО-82-2 потужністю 55 кВт.

9 РЕЗУЛЬТАТИ РОЗРАХУНКІВ В СЕРЕДОВИЩІ MSExcel

Нижче наведено результати роботи Excel програми при послідовному розрахунку для продуктивності за водою 175 м³/год.

Послідовний розрахунок виконується з кінця, тобто спочатку розраховують ФЗД, потім друга ступінь знесолення, потім перша ступінь, а потім освітлювач. Така послідовність розрахунку необхідна для того, щоб, знаючи продуктивність за знесолоною водою і визначивши витрату води на власні потреби кожного з відділень, розрахувати кількість вихідної води.

При роботі з кафедральною програмою користувач не зазнає ускладнень при вводі вихідних даних, так як вказано межі та розмірність кожної величини.

Крім продуктивності, користувач може змінювати інші вихідні дані, наприклад іонний склад води, швидкість фільтрування та інші, що забезпечує багатоваріантність розрахунків.

Програма також надає можливість розрахунку окремої стадії або апарату .

		1 РОЗРАХУНОК ІОНООБМІННИХ ФІЛЬТРІВ					
		ВИХІДНІ ДАНІ					
Введіть продуктивність установки (10 - 1000), м ³ /год					175		
		Характеристики іонітів					
Найменування		Катіоніт КУ-2-8		Аніоніт АН-31		Аніоніт АВ-17-8	
Робоча ємність, г-екв/м ³		600		800		650	
Коефіцієнт набрякання		2,06		2,32		2,24	
Насипна густина, т/м ³		0,7		0,72		0,74	

		1.1 РОЗРАХУНОК ФІЛЬТРУ ЗМІШАНОЇ ДІЇ					
Введіть швидкість фільтрування води (40 - 50), м/год					50		
Загальна площа фільтрування при даній швидкості, м ²					3,5		
		Параметри та типи фільтрів змішаної дії					
Тип фільтру		ФСДВр-2.0-6		ФСДВр-2.6-6	ФСДВр-3.4-6		
Площа фільтрування, м ²		3,14		5,307	9,075		
Висота загрузки, м		1,2		1,2	1,2		
Висота шару катіоніту, м		0,6		0,6	0,6		
Висота шару аніоніту, м		0,6		0,6	0,6		
Введіть площу фільтрування обраного стандартного фільтру, м ²					5,307		
Необхідна кількість фільтрів, враховуючи резервний						2	
Тривалість фільтроциклу, год							363,9086
Добове число регенерацій фільтру							0,065951
Добова витрата 32%-ної HCl на регенерацію, м ³ /добу							0,023781
Добова витрата 42%-ного NaOH, м ³ /добу							0,022429
Сумарна витрата води на власні потреби ФЗД, м ³							137,1443
Годинна витрата води на власні потреби фільтру змішаної дії, м ³ /год							0,376865
Сумарний час регенерації ФЗД, год							4,011503
Маса повітряно-сухого катіоніту, завантаженого у фільтри, т							2,164019
Маса повітряно-сухого аніоніту, завантаженого у фільтри, т							2,103846
Повна кількість катіоніту (термін використання - 5 років), котре необхідно							
заготовити для роботи ФЗД на протязі 5 років, т							3,35423

Повна кількість аніоніту (термін використання - 8 років), котре необхідно								
заготовити для роботи ФЗД на протязі 8 років, т								3,050577
Встановлюємо насос знесоленої води типу					X280/42			
продуктивністю, м ³ /год					280			
напір, м вод. ст.					35			
кількість обертів, 1/с					24,15			
з електродвигуном типу					АО2-92-4			
потужністю, кВт					100			
Кількість насосів, враховуючи один резервний, шт					2			
Встановлюємо бак знесоленої води об'ємом, м ³					200			
Кількість баків					2			
Встановлюємо насоси-дозатори кислоти наступних параметрів								
Тип					XTr10/100			
продуктивність, м ³ /год					10			
тиск нагнітання, м вод. ст.					1000			
двигун					BAO-82-2			
потужність двигуна, кВт					55			
Кількість насосів, враховуючи 1 резервний, шт					4			
Встановлюємо насоси-дозатори луку наступних параметрів								
Тип					XTr10/100			
продуктивність, м ³ /год					10			
тиск нагнітання, м вод. ст.					1000			
двигун					BAO-82-2			
потужність двигуна, кВт					55			
Кількість насосів, враховуючи 1 резервний, шт					4			

Встановлюємо два насоси (враховуючи резервний) для відмивки і розпушення							
Тип	X90/19						
продуктивність, м ³ /год	90						
напір, м вод. ст.	13						
кількість обертів, 1/с	48,3						
з електродвигуном типу	АО2-51-2						
потужністю, кВт	10						
1.2 РОЗРАХУНОК ІОНООБМІННИХ ФІЛЬТРІВ II СТУПІНІ							
Введіть концентрації іонів в воді, що поступає на другу ступінь знесолення, мг-екв/дм ³							
			CO ₃ --	0,01			
			SiO ₃ --	0,054			
			Na ⁺	0,5			
Введіть швидкість фільтрування у фільтрах, м/год:					ОН-аніонітовий	Н-катіонітовий	
					28		18
Загальна площа фільтрування, м ²					6,26345		9,7564
Параметри та типи фільтрів II ступіні							
	Тип		площа фільтрування, м ²			Висота загрузки, м	
	ФИПаII-1,0-6		0,79			1,5	
	ФИПаII-1,4-6		1,54			1,5	
	ФИПаII-2,0-6		3,14			1,5	
	ФИПаII-2,6-6		5,31			1,5	
	ФИПаII-3,0-6		7,07			1,5	
Введіть площу фільтрування обраного стандартного фільтру:							
					ОН-аніонітовий	Н-катіонітовий	
					7,07		5,31

Кількість фільтрів, враховуючи один резервний		2		3	
Швидкість відмивочного потоку, м/год		10		10	
Тривалість розпушення, хв		10		10	
Інтенсивність подачі води, кг/(с*м ²)		3		3	
Питома витрата води на відмивання, м ³ /м ³		9		9	
Дійсна швидкість фільтрування, м/год		24,8057		16,53627	
Добова продуктивність фільтру, м ³ /доб		8418,09		6322,148	
Кількість іоніту, що необхідно завантажити					
у фільтри, враховуючи резервний, м ³		0,82885		5,268456	
Об'єм іоніту в повітряно-сухому стані, м ³		0,37002		2,557503	
Маса повітряно-сухого іоніту в фільтрах, т		0,27381		1,790252	
Тривалість фільтрування, год		614,146		108,8516	
Добове число регенерації		0,03907		0,440967	
Витрата 42% NaOH (32% HCl) на одну реген-ю, м ³		1,13267		0,90199	
Годинна витрата води на власні потреби, м ³ /год		0,23834		1,943275	
Встановлюємо насоси-дозатори наступних параметрів			для луку		для кислоти
Тип			ХТр10/100		ХТр10/100
продуктивність, м ³ /год			10		10
тиск нагнітання, м вод. ст.			1000		1000
двигун			ВАО-82-2		ВАО-82-2
потужність двигуна, кВт			55		55
Кількість насосів, враховуючи 1			5		4

резервний, шт								
Встановлюємо насос для відмивки і розпушення					для ОН-фільтру	для Н-фільтру		
Тип					X90/19		X90/19	
продуктивність, м³/год					90		90	
напір, м вод. ст.					13		13	
кількість обертів, 1/с					48,3		48,3	
з електродвигуном типу					АО2-51-2		АО2-51-2	
потужністю, кВт					10		10	
Кількість насосів, враховуючи один резервний					2		2	
Встановлюємо насос частково знесоленої води типу					X280/29			
продуктивність, м³/год					280			
напір, м вод. ст.					25			
кількість обертів, 1/с					24,15			
з електродвигуном типу					АО2-82-4			
потужністю, кВт					55			
Кількість насосів, враховуючи один резервний, шт					2			
					1.3 РОЗРАХУНОК ІОНООБМІННИХ ФІЛЬТРІВ І СТУПІНІ			
Введіть концентрації іонів в воді, що поступає на першу ступінь знесолення, мг-екв/дм³								
			SO4--	3,69				
			Cl-	1,44				
			NO3-	0				
			Na+	0,69				
			Mg++	0,17				
			Ca++	6,12				
Введіть швидкість фільтрування у фільтрах, м/год:					ОН-аніонітовий	Н-катіонітовий		
					10		10	
Загальна площа фільтрування, м²					17,75585		19,25357	
					Параметри та типи фільтрів І ступіні			

	Тип		площа фільтрування, м2		Висота загрузки, м
	ФІПаІ-1,0-6		0,79		2
	ФІПаІ-1,4-6		1,54		2,2
	ФІПаІ-2,0-6		3,14		2,5
	ФІПаІ-2,6-6		5,31		2,5
	ФІПаІ-3,0-6		7,07		2,5
	ФІПаІ-3,4-6		9,07		2,5
Введіть площу фільтрування обраного стандартного фільтру:					
				ОН-аніонітовий	Н-катіонітовий
				7,07	7,07
Кількість фільтрів, враховуючи один резервний			4	4	
Швидкість відмивочного потоку, м/год			10	5	
Тривалість розпушення, хв			10	10	
Інтенсивність подачі води, кг/(с*м ²)			3	3	
Питома витрата води на відмивання, м ³ /м ³			8	9	
Дійсна швидкість фільтрування, м/год			8,37145	9,077591	
Добова продуктивність фільтру, м ³ /доб			5681,87	6161,142	
Кількість іоніту, що необхідно завантажити					
у фільтри, враховуючи резервний, м ³			36,435	71,67462	
Об'єм іоніту в повітряно-сухому стані, м ³			15,7047	34,79351	
Маса повітряно-сухого іоніту в фільтрах, т			11,3074	24,35545	
Тривалість фільтрування, год			46,5706	23,67365	
Добове число регенерації			1,54604	3,041356	
Витрата 42% NaOH (32%HCl) на одну реген-ю, м ³			2,32344	2,001591	
Годинна витрата води на власні потреби, м ³ /год			14,9772	28,66679	

Встановлюємо насоси-дозатори наступних параметрів						для лугу		для кислоти
Тип						ХТр10/100		ХТр10/100
продуктивність, м ³ /год						10		10
тиск нагнітання, м вод. ст.						1000		1000
двигун						ВАО-82-2		ВАО-82-2
потужність двигуна, кВт						55		55
Кількість насосів, враховуючи 1 резервний, шт						5		5
Встановлюємо насос для відмивки і розпушення						для ОН-фільтру	для Н-фільтру	
Тип						Х90/19		Х45/21
продуктивність, м ³ /год						90		45
напір, м вод. ст.						13		13,5
кількість обертів, 1/с						48,3		48,3
з електродвигуном типу						АО2-51-2		АО2-51-2
потужністю, кВт						10		10
Кількість насосів, враховуючи один резервний						2		2
Для задоволення власних потреб іонообмінних фільтрів необхідно вих. води, м ³ /год								221,2025
Встановлюємо насос освітленої води типу						Х280/42		
продуктивність, м ³ /год						280		
напір, м вод. ст.						42		
кількість обертів, 1/с						24,15		
з електродвигуном типу						АО2-92-4		
потужністю, кВт						100		
Кількість насосів, враховуючи один резервний, шт						2		
	1.4 ВІДДІЛЕННЯ ПРИГОТУВАННЯ РОЗЧИНІВ РЕАГЕНТІВ ДЛЯ РЕГЕНЕРАЦІЇ ІОНІТІВ							
Необхідна ємність для збереження 32%-ної соляної кислоти, м ³							8,461803	

Приймаємо до установки мірник міцної соляної к-ти об'ємом, м ³			10	
Ємність мірника розрахована на добовий запас реагенту				
Необхідна ємність для збереження 42%-ного їдкого натру, м ³			4,756473	
Приймаємо до установки мірник міцного лугу об'ємом, м ³			5	
Ємність мірника розрахована на добовий запас реагенту				
		1.5 БАКИ ДЛЯ ВОД ПІСЛЯ РЕГЕНЕРАЦІЇ, ВІДМИВКИ		
		ТА РОЗПУШЕННЯ ІОНІТІВ		
Об'єм вод після розпушення фільтрів, м ³	102,3016			
Встановлюємо бак для вод після розпушення об'ємом, м ³			125	
Об'єм кислих регенераційних вод, м ³	119,6043			
Встановлюємо бак для кислих регенераційних вод об'ємом, м ³		125		
Об'єм лужних регенераційних вод, м ³	171,4027			
Встановлюємо бак для лужних регенераційних вод об'ємом, м ³		200		
Об'єм кислих та лужних регенераційних вод, м ³	291,007			
Встановлюємо бак для кислих та лужних регенерац. вод, м ³			320	
Об'єм вод після відмивки фільтрів, м ³	718,2721			
Встановлюємо бак для вод після відмивки фільтрів об'ємом, м ³			400	
Кількість баків для вод після відмивки фільтрів			2	

		2 РОЗРАХУНОК ДЕКАРБОНІЗАТОРА						
Введіть вміст CO ₂ -- у воді, що надходить на декарбонізатор, мг-екв/дм ³							1,3	
Необхідна продуктивність, м³/год							177,5585	
Розрахункова площа поперечного перерізу декарбонізатору, м ²							2,959308	
Розрахункова висота насадки, м							2,558824	
Розрахункова витрата повітря, м ³ /год							4438,962	
			Параметри та типи декарбонізаторів					
	Продук-	Площа	Витрата		Висота насадки, м			
	тивність,	поп.	повітря,	2,9 -	3,1 - 3,3	3,4	3,7 - 3,9	
	м ³ /год	пер.,	м ³ /год	3,0		- 3,6		
		м ²			Шифр декарбонізатора			
	50	0,833	1250		Б242		Б262	
				Б232		Б252		
	75	1,25	1880		Б243		Б263	
				Б233		Б253		
	100	1,67	2500		Б244		Б264	
				Б234		Б254		
	125	2,08	3100		Б245		Б265	
				Б235		Б255		
	150	2,5	3750		Б246		Б266	
				Б236		Б256		
	200	3,33	5000		Б247		Б267	
				Б237		Б257		
	250	4,17	6250		Б248		Б268	
				Б238		Б258		
	300	5	7500		Б249		Б269	
				Б239		Б259		

Введіть кількість декарбонізаторів, виходячи з необхідної продуктивності					1	
Розрахункова продуктивність одного декарбонізатора, м ³ /год					177,5585	
Сумарний опір проходу повітря через декарбонізатор, мм вод. ст.					103,9706	
Введіть шифр обраного декарбонізатора					Б237	
Встановлюємо вентилятор типу					Ц1-8500	
Продуктивністю за повітрям, м ³ /год					8500	
тиск нагнітання, Па					3280	
кількість обертів, 1/с					46,7	
Кількість вентиляторів, враховуючи резервний					2	
Встановлюємо бак для декарбанізованої води об'ємом, м ³					200	
Кількість баків					2	
3 РОЗРАХУНОК ДЕАЕРАТОРА						
Введіть концентрацію кисню у вихідній воді (5 - 12), мг/дм ³					6	
Введіть залишкову концентрацію кисню в воді (0,01 - 0,5), мг/дм ³					0,5	
Введіть температуру води (10 - 30), град. С					10	
Встановлюємо вакуумний деаератор типу					ДСВ-300	
Продуктивністю, м ³ /год					300	
Кількість деаераторів					1	
Встановлюємо паровий ежектор для відсосу парогазової суміші типу					ЭП-2-0.2-40-6	
					Кількість ежекторів	1
Встановлюємо охолоджувач випару типу					ОВВ-24	

	Кількість охолоджувачів		1				
		4 РОЗРАХУНОК ВІДДІЛЕННЯ ПОПЕРЕДНЬОЇ ОЧИСТКИ					
		4.1 РОЗРАХУНОК ОСВІТЛЮВАЧА					
Введіть склад вихідної води, мг-екв/дм ³							
		Ca++	5,23				
		Mg++	0,92				
		HCO3-	2,39				
		SO4--	2,99				
Введіть кількість завислих речовин (10 - 1000), мг/дм ³						141	
Введіть дозу коагулянту (0,25 - 0,75), мг-екв/дм ³						0,7	
Введіть дозу флокулянту (ПАА), 0,5 - 1,0 мг/дм ³						1	
Введіть залишкову карбонатну лужність (0,5 - 0,75), мг-екв/дм ³						0,7	
Введіть концентрацію коагулянту у витратному баці (ціле число), 1 - 5%						5	
Введіть концентрацію вапняного молока (ціле число) 1 - 5%						5	
Доза вапна, мг-екв/дм ³						3,344545	
Кількість шламу, що утвориться при вапнуванні з коагуляцією, г/м ³						717,9745	
Введіть періодичність продувки (3; 4; 6; 8 або 12 год.)						12	
Витрата вапняного молока на добу, м ³ /добу						10,53187	
Витрата розчину коагулянту, м ³ /добу						6,519563	
Добова витрата 0,1%-ного розчину ПАА, що дозується, м ³ /добу						4,866455	
Сумарна витрата води на власні потреби освітлювача, м ³ /год						9,515043	

Продуктивність установки, котру необхідно забезпечити, м ³ /год							230,7175	
			Ряд стандартних освітлювачів СКБ ВТИ					
Тип		ВТИ-63и	ВТИ-100и	ВТИ-160и	ВТИ-250и	ВТИ-400и	ВТИ-630и	ВТИ-1000и
Прод-сть, м³/год		63	100	160	250	400	630	1000
Введіть тип вибраного освітлювача				ВТИ-250и				
Встановлюєм		1	Освітлювачів типу		ВТИ-250и	прод-стю, м ³ /год		250
Витрата вапнового молока на один освітлювач, м ³ /год							0,438828	
Витрата розчину коагулянту на один освітлювач, м ³ /год							0,271648	2,307175
Витрата 0,1%-ного розчину ПАА на один освітлювач, м ³ /год							0,202769	
Витрата шламу, кг/год							165,6493	
		4.2 РОЗРАХУНОК ВІДДІЛЕННЯ ПРИГОТУВАННЯ РОЗЧИНУ КОАГУЛЯНТУ						
Концентрація коагулянту в розчинному баці, %							10	
Проміжок часу, на який заготовлюють коагулянт, год							24	
Розрахункова ємність розчинного баку коагулянту, м ³							8,475432	
Встановлюємо бак для розчинення коагулянту об'ємом, м ³						10		
Кількість баків для розчинення коагулянту							1	
Розрахункова ємність витратного баку коагулянту,							169,5086	

м ³								
Встановлюємо витратний бак коагулянту об'ємом, м ³							200	
Кількість витратних баків коагулянту							1	
і один резервний бак, що може бути використаний, як розчинний, так і витратний								
Встановлюємо насоси-дозатори розчину коагулянту наступних параметрів:								
Тип					НД400/16			
Продуктивність, м ³ /год					0,4			
Тиск нагнітання, м вод. ст.					160			
Двигун					ВАО-21-4			
Потужність двигуна, кВт					1,1			
Кількість насосів, враховуючи резервний					2			
4.3 РОЗРАХУНОК ВІДДІЛЕННЯ ПРИГОТУВАННЯ ВАПНЯНОГО МОЛОКА								
Встановлюємо одну вапногасилку					С-322			
Продуктивністю, т/год					1			
з електродвигуном, потужністю, кВт					4,5			
Витрата вапняного молока на всі освітлювачі, м ³ /год					0,438			
					828			
Встановлюємо гідроциклон, продуктивністю, м ³ /год					8			
Час, на який заготовлюють вапняне молоко, год							12	
Об'єм розчину Са(ОН) ₂ , м ³							6,845719	
Встановлюємо циркуляційну мішалку об'ємом, м ³							8	
кількість мішалок							1	

Встановлюємо насоси-дозатори вапняного молока наступних параметрів:								
Тип					НД630/10			
Продуктивність, м ³ /год					0,63			
Тиск нагнітання, м вод. ст.					100			
Двигун					ВАО-21-4			
Потужність двигуна, кВт					1,1			
Кількість насосів, враховуючи резервний					2			
4.4 РОЗРАХУНОК ВІДДІЛЕННЯ ПРИГОТУВАННЯ РОЗЧИНУ ФЛОКУЛЯНТУ (ПАА)								
Продуктивність однієї мішалки, кг/год								6
Кількість ПАА, необхідна для очисної станції, кг/год								0,230718
Час, на який заготовлюють розчин ПАА, год								12
Приймаємо установку для приготування розчину ПАА типу								УРП-2М
розроблену ЦКБ АКХ, продуктивністю, кг/год								6
Встановлюємо		1	Мішалки					
Загальний об'єм баку-мішалки		2	м ³ , робочий об'єм			1,2	м ³	
Встановлюємо циркуляційний перекачуючий насос типу						2к-20/30 а		
Q=20 м ³ /год, Н=25,2 м вод. ст., n=2900 об/хв та N=4,5 кВт								
Встановлюємо електродвигун для мішалки типу АО-2-46-2								
N=4 кВт, n=960 об/хв								
Витрата розчину ПАА на один освітлювач, м ³ /год								2,307175

Встановлюємо насоси-дозатори розчину ПАА з наступними параметрами:							
Тип					НД2500/10		
Продуктивність, м³/год					2,5		
Тиск нагнітання, м вод. ст.					100		
Двигун					ВАО-32-4		
Потужність двигуна, кВт					3		
Кількість насосів, враховуючи резервний					2		
4.5 ВИБІР МЕХАНІЧНИХ ФІЛЬТРІВ							
	Загрузка фільтрів:	1. Антрацит (0,5 - 1,2 мм)					
		2. Антрацит (0,8 - 1,8 мм)					
		3. Кварц (0,5 - 1,2 мм)					
Введіть обраний матеріал загрузки фільтрів					2		
Швидкість фільтрування, м/год					10		
Виходячи з розуміння експлуатаційної надійності, число одночасно працюючих фільтрів							
однакового діаметра приймається не менше трьох							
Максимальна розрахункова площа фільтрування одного фільтра, м²						7,690584	
Ряд стандартних фільтрів (цифри вказують на площу фільтрування, м²)							
Однокамерні	0,79	1,77	3,14	5,3	7,1	9,1	
Двокамерні	1,58	3,54	6,28	10,6	14,2	18,2	
Введіть площу фільтрування обраного фільтру, м²					9,1		
Необхідна кількість обраних фільтрів					3		
Годинна витрата води на власні потреби усіх фільтрів,							4,170833

м³/год								
Продуктивність установки з урахуванням власних потреб фільтрів, м³/год								234,8884
Дійсна швидкість фільтрування при роботі усіх фільтрів, м/год								8,603969
Швидкість фільтрування під час вимикання одного з фільтрів на промивку, м/год								12,90595
Встановлюємо бак освітленої води об'ємом, м³						200		
Кількість баків освітленої води						2		
Для повернення в меню натисніть тут					Меню			
					!A1			

Список використаної та рекомендованої літератури

1. Водоподготовка: Процессы и аппараты: Учеб. пособие для ВУЗов /А. А. Громогласов, А. С. Копылов, А. П. Пильщиков и др.; Под ред. О. И. Мартыновой, - М.: Энергоатомиздат, 1990. – 272 с.
2. Водоподготовка: Расчеты на персональном компьютере /О. И. Мартынова, А. В. Никитин, В. Ф. Очков и др. – М.: Энергоатомиздат, 1990. – 216 с.
3. Лифшиц О. В. Справочник по водоподготовке котельных установок. Изд. 2-е перераб. и доп. – М.: Энергия, 1976. – 288 с.
4. Вихрев В. Ф., Шкроб М. С. Водоподготовка: Учебник для ВУЗов/ Под ред. М. С. Шкробова. Изд. 2-е, перераб. и доп. – М.: Энергия, 1973. – 416 с.
5. Справочник по свойствам, методам анализа и очистке воды /Под ред. А. Т. Пилипенко. – К.: Наукова думка, 1980. – 1206 с.
6. Хуснутдинов В. А., Сайфулин Р. С., Хабибуллин И. Г. Оборудование производств неорганических веществ: Учебное пособие для вузов. – Л.: Химия, 1987. – 248 с.

7. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию /Г. С. Борисов, В. П. Брыков, Ю. И. Дытнерский и др. Под ред. Ю. И. Дытнерского, 2-е изд., перераб. и дополн. М.: Химия, 1991. – 499 с.
8. Расчет основных параметров ультрафильтрации [Электронный ресурс] // НПЦ ПромВодОчистка. URL: <http://uf-inge.ru>.
9. Интернет ресурс «Dow Chemical»: www.filmtec.com.
10. Интернет ресурс для розрахунку основних параметрів ультрафільтраційних мембран: <http://uf-inge.ru>.
11. Интернет ресурс Каталог продукції НПО «Екософт»: <http://ecosoft.ua/>
12. Конспект лекцій з дисципліни «Технологія очищення води від розчинених домішок» (для студентів 5 курсу денної форми навчання спеціальності 7.092601 – «Водопостачання і водовідведення») / Авт.: К.Б. Сорокіна. – Харків: ХНАМГ, 2007. – 103 с.
13. Фізико-хімічні методи очищення води. Керування водними ресурсами / Під редакцією І.М. Астреліна та Х. Ратнавіри – Проект «Водна гармонія», – К.: ТОВ «Друкарня Вольф», 2015. – 578 с.
14. Water Treatment: Principles and Design /John C. Grittenden, R. Rhodes Trussell, David W. Hand. – Printed in the United States of America/ –2015.– 1948 p/
15. Рябчиков Б.Е. Современная водоподготовка. – М.: ДеЛи плюс, 2013. – 680 с.
16. Петрук В.Г., Северин Л.І, Васильківський І.В., Безводюк І.І. Природоохоронні технології. – Вінниця: ВНТУ, 2014. – 254 с.