

ЗМІСТ	стор.
ВСТУП	12
1 ОБҐРУНТУВАННЯ ТА ВИБІР СПОСОБУ ВИРОБНИЦТВА.....	14
1.1 Очищення води коагулянтами	14
1.2 Очищення води іонообмінним методом	16
1.3 Зворотний осмос.....	17
2 ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОДУКЦІЇ, СИРОВИНИ, ДОПОМІЖНИХ МАТЕРІАЛІВ	21
2.1 Характеристика продукції.....	21
2.2 Характеристики сировини.....	21
2.3 Характеристика допоміжних матеріалів.....	22
3 ХАРАКТЕРИСТИКА ПРИЙНЯТОГО МЕТОДУ ВИРОБНИЦТВА. ХІМІЗМ ТА ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ І ОБҐРУНТУВАННЯ НОРМ ТЕХНОЛОГІЧНИХ РЕЖИМІВ	25
3.1 Суть методу і сфери його застосування.....	25
3.1 Фізико-хімічні основи іонообмінного процесу.....	28
3.2 Регенерація іонітів	32
4 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ	36
5 ВИЗНАЧЕННЯ ВИТРАТНИХ КОЕФІЦІЄНТІВ З СИРОВИНИ, НАПІВПРОДУКТІВ, ДОПОМІЖНИХ МАТЕРІАЛІВ	40
5.1 Розрахунок освітлювача	40
5.2 Розрахунок механічних фільтрів	43

					ХН 1108 1440 001 ПЗ				
		№ докум.	Підпис						
Розроб.		Кибал Р.В			Відділення глибокого знесо- лення води для потреб міської ТЕЦ	Літ.	Аркуші	Акруш	
Перевір.		Тাপінський А.В							
Реценз.									
Н. Контр.		Супрунчук В.І.				НТУУ «КПІ», ХТФ, ХН-11			
Затверд.		Голстопалова Н.М							

6	ХАРАКТЕРИСТИКА ТЕХНОЛОГІЧНОГО ОБЛАДНАННЯ	45
6.1	Розрахунок та вибір основного обладнання.....	45
6.1.1	Розрахунок фільтра змішаної дії	45
6.1.2	Розрахунок аніонітового фільтра другої ступіні	50
6.1.3	Розрахунок Н- катіонітового фільтра другої ступіні.....	53
6.1.4	Розрахунок декарбонізатора	56
6.1.5	Розрахунок аніонітового фільтра першої ступені	57
6.1.6	Розрахунок Н-катіонітового фільтра першої ступіні	60
6.2	Розрахунок та вибір допоміжного технологічного обладнання.....	62
7	АВТОМАТИЧНЕ РЕГУЛЮВАННЯ ТА КОНТРОЛЬ ВІДДІЛУ ПІДГОТОВКИ ПОПЕРЕДНЬО ОЧИЩЕНОЇ ВОДИ	66
7.1	Аналіз технологічного процесу як об'єкта автоматизації та обґрунтування задач автоматизації	67
7.2	Опис розробленої схеми автоматизації схеми відділення	69
	глибокого знесолення води	69
8	ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНІ РОЗРАХУНКИ ВІДДІЛЕННЯ	72
	ГЛИБОКОГО ЗНЕСОЛЕННЯ ВОДИ	72
8.1	Теоретичні основи розрахунку собівартості відділення підготовки очищеної води.....	73
8.2	Економічні розрахунки собівартості підготовки знесоленої води	76
9	ЕКОЛОГІЧНА БЕЗПЕКА ВІДДІЛЕННЯ ГЛИБОКОГО	82
	ЗНЕСОЛЕННЯ ВОДИ	82
9.1	Аналіз джерел та розрахунок кількості відходів, що утворюються у відділенні глибокого знесолення води.....	82
9.2	Можливі варіанти екологізації виробництва	83
9.3	Екологічний моніторинг.....	85

					<i>ДП ХН 1108 1440 ПЗ</i>	Арк.
						10
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

9.4 Розрахунок екологічних платежів	86
10 ОХОРОНА ПРАЦІ	88
10.1.6 Пожежна безпека.....	95
ВИСНОВКИ.....	100
ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ	101

ВСТУП

Теплові електростанції здавна набули широкого застосування у теплоенергетиці. Вони не тільки виробляють електроенергію, але і є джерелом теплової енергії в централізованих системах теплопостачання у вигляді пари та гарячої води, у тому числі і для забезпечення гарячого водопостачання та опалення жилих будівель та промислових об'єктів.

З промислової точки зору, ТЕЦ являється домінуючим електрогенеруючим підприємством у вітчизняній та закордонній енергетиці. На долю теплових електростанцій припадає близько 70 % електрогенеруючих потужностей в Україні, а з урахуванням атомних електростанцій, де так само реалізуються паротурбінні технології, встановлена потужність становить приблизно 90 %. Але велика частина сучасних електростанцій у даний час потребує модернізації технології.

На станціях, що відносяться до теплоелектроцентралей, передбачається попереднє очищення води до норм якості оптимальних для подачі її до котельного відділу.

Норми якості підживлювальної води залежать від типу сучасних котлів та тиску. У цій воді повинні бути відсутніми завислі речовини, солі, що створюють твердість води, розчинений кисень, так як наявність цих речовин сприяє утворенню накипу, спінюванню котельної води, виносу солей з паром та корозію.

Очищення води для котлів у більшості випадків здійснюють за комбінованою системою, що складається з двох фаз обробки – попереднього очищення та іонного обміну. Ця система дозволяє досягти практично повного знесолення води, що є необхідною вимогою у подальшому її використанні.

До проведення процесу хімічного знесолення передбачається попередня підготовка поверхневої води, а саме: видалення завислих і органічних речовин,

					<i>ДП ХН 1108 1440 ПЗ</i>	Арк.
						12
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

феруму та вільної вуглекислоти. Ці процеси ефективно проводять в освітлювачах – стадія вапнування і коагуляції з подальшим фільтруванням на механічних фільтрах.

Метою даного дипломного проекту є розробка схеми глибокого знесення води та використання третьої ступені на змішаному іонообмінному матеріалі.

					<i>ДП ХН 1108 1440 ПЗ</i>	Арк.
						13
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

1 ОБҐРУНТУВАННЯ ТА ВИБІР СПОСОБУ ВИРОБНИЦТВА

Необхідність очищення води від забруднень виникає у тому випадку, якщо якість води природних джерел не задовольняє вимоги, що пред'являються. Невідповідність якості води джерела вимогам споживачів визначає вибір методу очищення.

В технології очищення природних вод використовуються різноманітні технологічні прийоми та методи покращення якості води. Вибір раціональної схеми обробки води представляє значні труднощі. Це пояснюється не тільки недостатньо продуманою технологічною схемою, але й зміною складу поверхневої води за час, в результаті скиду стічних вод нових промислових підприємств чи порушення умов експлуатації водойми у зв'язку з розвитком водного транспорту, роботами по осушенню боліт (розташованих вище по течії), розвитком торф'яних розробок тощо. Такі порушення ускладнюють умови експлуатації не тільки нових, а й давно працюючих очисних будівель.

Технологічні схеми передбачають компоновку очисних будівель, охоплюючи процеси видалення речовин, що відносяться за звичай до декількох груп класифікації Кульського. Тому при складанні схеми водо підготовки необхідно обирати методи та режими, найбільш ефективні для видалення домішок кожної з груп [1].

1.1 Очищення води коагулянтами

Нині в процесах водопідготовки широко використовується коагуляція. Її використовують для зниження вмісту завислих і колоїдно-дисперсних домішок під дією сил тяжіння. Проте домішки, які обумовлюють каламутність і колірність природних вод, мають малі розміри і їх осадження відбувається надзвичайно повільно. Дрібнодисперсні колоїдні частинки ще більше усклад-

					<i>ДП ХН 1108 1440 ПЗ</i>	Арк.
						14
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

нюють процес осадження. Тому для прискорення процесів відокремлення вказаних домішок шляхом осадження, фільтрування або флотації здійснюють їх коагуляцію.

Коагуляцією домішок води називають процес агломерації найдрібніших колоїдно-дисперсних частинок, що відбувається внаслідок їх взаємного злипання. Коагуляція завершується утворенням крупних агрегатів-пластівців, які відокремлюються від води, що очищається.

Завислі домішки води в більшості випадків мають однакові заряди, що обумовлює виникнення міжмолекулярних сил відштовхування і їх агрегативну стійкість. У технології підготовки води прагнуть порушити агрегативну стійкість домішок і в результаті здійснити повне або часткове їх видалення. Це досягається додаванням до води коагулянтів: сульфатів алюмінію, феруму (II і III), хлориду алюмінію і феруму (III), алюмінату натрію, оксохлориду алюмінію, гідроксосульфату алюмінію, гідроксосульфату алюмінію або інших речовин, які сприяють порушенню агрегативної стійкості [2].

Воду, що очищається, підлугуюють, якщо лужний резерв недостатній для задовільного гідролізу коагулянтів. Для підлугування води і зв'язку утвореного під час гідролізу агресивного оксиду вуглецю (IV) застосовують гідроксид і карбонат натрію, карбонат кальцію і вапно, а також в невеликих кількостях аміак і аміачну воду. В процесі підлугування значення рН підтримують в межах 6,5 ... 7,5. Це сприяє зменшенню залишкового вмісту алюмінію і заліза в очищеній воді і зменшенню їх корозійних властивостей.

Одним з найбільш істотних параметрів технологічного процесу очищення води коагуляцією є доза коагулянта і порядок введення реагентів. Її оптимальна величина залежить від властивостей дисперсної системи (води, що очищається): температури, кількості завислих і колоїдно-дисперсних речовин, колірності, йонного складу дисперсного середовища, значенням рН та інших фізико-хімічних показників. В разі недостатнього дозування коагулянта або

					<i>ДП ХН 1108 1440 ПЗ</i>	Арк.
						15
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

його неправильного введення у воду, що очищається, не досягають необхідного ефекту очищення, а в разі його надлишку – поряд з перевитратою – дорогого коштовного реагенту в деяких випадках може погіршитись коагуляція.

1.2 Очищення води іонообмінним методом

Іонообмінні установки призначенні для знесолення та очистки вод від йонів металів, а також інших забруднень до заданої концентрації.

Очищення проводять з використанням іонітів – синтетичних іонообмінних смол, що випускаються у вигляді гранул розміром 0,2-2 мм. Іоніти представляють собою практично нерозчинні у воді полімерні речовини, що мають рухливий йон (катіон або аніон), який здатний в певних умовах вступати в реакцію обміну з йонами того ж заряду, які знаходяться у розчині.

При контакті з водою іоніти набухають і збільшуються в об'ємі (зазвичай в 1,5-2 рази).

Розрізняють сильно- та слабокислі катіоніти (в H^+ та Na^+) та сильно- і слабоосновні аніоніти (в OH^- або солевій формі), а також іоніти змішаного типу.

Іонообмінну очистку проводять послідовним фільтруванням через катіоніти (у водній формі) та аніоніти (в гідроксильній формі). При контакті води з Н-катіонітом проходить обмін на H^+ -йони катіоніту. У результаті Н-катіонування підвищується кислотність води. При фільтруванні її через OH^- -аніоніт проходить процес обміну аніонів кислот на OH^- -йони аніоніту [3].

При наявності у воді аніонів сильних та слабких кислот аніонування проводять у дві ступені. Спочатку витягують аніони сильних кислот на слабоосновних аніонітах, а після аніоніти слабких кислот на сильноосновних аніонітах.

Обмінна ємність сильнокислотних катіонітів і сильноосновних аніонітів по відношенню до різних йонів залишається постійною у широкому діапазоні

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						16
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

значень рН. Іоніти змішаного типу проявляють властивості суміші сильної та слабкої кислот або сильної та слабкої основи.

Після довгого використання іонітів вони потребують очистки, але потім ще придатні до роботи. В процесі очищення вони ущільнюються. Іоніти розпушують, після чого регенерують. Регенерацію катіонітів проводять 2-8 % -вими розчинами кислот, аніонітів – 2-6 % -вими розчинами лугів. Після регенерації проводять обмивку іонітів.

В залежності від складу вихідної води та необхідного ступеня очищення використовують різні схеми іонообмінних установок. Якщо немає необхідності витягувати з води аніони слабких кислот, то використовують одноступінчате Н-катіонування та одноступінчатого ОН-аніонування з використанням сильнокислотного катіону та слабоосновного або сильноосновного аніоніту.

Наявність у воді великої кількості вуглекислоти та її солей призводить до швидкого виснаження ємності сильноосновного аніоніту. В такому випадку вода після Н-катіонування дегазується у спеціальних дегазаторах.

1.3 Зворотний осмос

Метод зворотного осмосу заснований на наступному явищі. Якщо в посудині між прісною і солоною водою помістити напівпроникну перегородку, здатну пропускати воду і затримувати гідратовані іони розчинних у воді солей, то можна спостерігати, як прісна вода починає надходити у відсік з солоною водою. Перетікання чистої води відбувається внаслідок різниці концентрації рідини по обидва боки перегородки. Через деякий час рівень прісної води стане помітно нижче рівня солоного розчину. Різниця рівнів після встановленої рівноваги характеризує осмотичний тиск розчиненої речовини. Процес мимовільного перетікання менш концентрованого розчину в більш концентрований через напівпроникну перегородку називають осмосом. Якщо створювати в солоному розчині тиск, що перевищує осмотичний, то виникає перетікання молекул прісної води в напрямку, зворотному її природному руху, тобто вода

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						17
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

з розчину починає перетікати через перегородку в прісну воду. Такий процес відомий під назвою зворотного осмосу. Таким чином, опріснення солоної води методом зворотного осмосу ґрунтується якраз на процесі перетікання молекул чистої води з розчину при створенні тиску, що перевищує осмотичний, в напрямку від розчину до прісної води через напівпроникну перегородку [4].

Напівпроникна перегородка вибирається з таким розрахунком, щоб через її пори могли проходити молекули води, але не могли проходити іони солей, розчинених у солоній воді. Оскільки іони солей в розмірі приблизно в 1,5 рази більше, ніж молекули води, то це здійснити (в технічному сенсі) цілком можливо. Так як молекули води здатні протікати через пори, занадто вузькі для проходження іонів солей, то це явище називається ще й гіперфільтрацією. Тому в літературі метод опріснення води зворотним осмосом деякі дослідники називають методом опріснення води гіперфільтрацією.

Установки такого типу можуть бути виконані у вигляді металевих плит, стягуючих пакети пластин з пористої бронзи, по обидва боки яких розташовані напівпроникні перегородки – мембрани. Солонa вода подається під тиском порядку 10,0 МПа в простір між двома мембранами. Пористі бронзові плити витримують величезний тиск і одночасно служать дренажною системою, через яку проходить прісна вода.

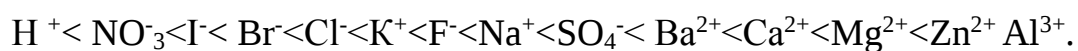
Зворотний осмос якісно відрізняється від відомого в практиці водопідготовки та хімічної технології процесу фільтрування. При фільтруванні природних і стічних вод, що представляють гетерогенні системи, зазвичай необхідно затримувати зважені частки різного ступеня дисперсності (діаметром не менше 10 нм). Зворотно-осмотичній обробці піддаються в основному гомогенні системи – істинні розчини, в яких речовина, що затримується представлена у вигляді молекул та іонів. Ця характерна особливість обумовлюється відмінностями як за типом - фільтруючих середовищ, так і за величиною тисків, під дією яких протікають процеси. Величина пор в зворотноосмотичних мембранах значно менше, ніж в середовищах, використаних для фільтрування, що обумовлює значні втрати напору при продавлюванні навіть дистильованої

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						18
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

води. При продавлюванні розчину через напівпроникні мембрани виникає (практично відсутня при фільтруванні) додаткова протидіюча сила – різниця осмотичних тисків вихідного розчину і фільтрату, величина якої може бути порівнянна з величиною робочого тиску, що діє на вихідний розчин.

Принципова відмінність процесів фільтрування та зворотного осмосу полягає також у тому, що в першому процесі частинки, що видаляються з води залишаються або на поверхні, або в об'ємі фільтруючого середовища, який або періодично міняють (наприклад, патронні і наливні фільтри), або очищають зворотним промиванням (наприклад, освітлювальні фільтри). На противагу цьому затримувані речовини в ідеалі не повинні сорбуватися ні на поверхні, ні в об'ємі зворотно-осмотичних мембран. Так як сорбція (утримування) розчиненої речовини мембранами практично відсутня, необхідно постійне її видалення від поверхні мембран, в іншому випадку на поверхні мембран відбуватиметься його накопичування, яке супроводжується підвищенням осмотичного тиску розчину. У випадку ідеальної напівпроникності мембран при досягненні осмотичним тиском величини, рівної прикладеному гідростатичного тиску, рушійна сила процесу стане рівною нулю, і процес проходження розчинника припиниться. При неповному затриманні розчиненої речовини мембраною – її кількість біля поверхні збільшиться і призведе до збільшення її проникнення в фільтрат. Зростання концентрації розчиненої речовини біля поверхні мембран припиниться в цьому випадку при досягненні рівності сольових потоків, спрямованих до мембрани і від неї. Таким чином, якщо розчинена речовина від поверхні неідеальної напівпроникної мембрани не відводиться, то процес продавлювання розчину не припиниться, однак, концентрація розчинених речовин в фільтраті стане рівною їх концентрації у вихідному розчині.

Іони в порядку збільшення затримання розташовуються в ряд, співпадаючий в основному із рядом збільшення енергії гідратації:



					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						19
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Збільшення затримання одновалентних іонів з багатокомпонентних розчинів, в порівнянні з їх затриманням із бінарних розчинів, добре відомо в практиці зворотного осмосу. Це явище, яке має велике практичне значення, простежено не тільки на плоских мембранах, але і на мембранах, виготовлених у вигляді порожнистих волокон [4].

Отже, попереднє очищення природної води є обов'язковою стадією при технологічній водопідготовці і забезпечує ефективність інших методів очищення. При реконструкції діючих теплоцентралей, та будівництві нових доцільно починати з розробки саме цієї стадії. В основу дипломного проекту покладено схему глибокого знесолення води іонообмінним методом.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						20
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

2 ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОДУКЦІЇ, СИРОВИНИ, ДОПОМІЖНИХ МАТЕРІАЛІВ

2.1 Характеристика продукції

Продукцією цеху підготовки попередньо очищеної води для котельного відділу відповідно є вода після певних стадій освітлення та знесолення. Характеристики продукту на виході з цеху представленні у таблиці 2.1.

Таблиця 2.1 – Норми якості знесоленої води

Показники якості води	Знесолена вода	Показники якості води	Знесолена вода
Зважені частки, мг/дм ³	< 0,1	Сульфати, мг/дм ³	-
Солевміст, мг/дм ³	7-8	Кремнієва к-та, мг/дм ³	0,050÷0,060
Твердість, мг-екв/дм ³	0,001÷0,005	Окиснюваність, мг/дм ³	< 0,1
Лужність, мг-екв/дм ³	-	pH	8,0÷9,5
Хлориди, мг/дм ³	-	Ферум, мкг/дм ³	50

2.2 Характеристики сировини

Вихідна вода потрапляє на ТЕЦ з берегової насосної станції, розташованої на березі Русанівського каналу. Вона подається в турбінний цех, де попередньо підігрівається до температури 40°C (±1) в конденсаторі турбіни.

Склад води є не постійним. Він залежить від сезону, опадів, водного транспорту та стічних вод заводів розташованих вище за течією. У таблиці 2.2 показано приблизну характеристику вихідної та вже освітленої води.

Таблиця 2.2 – Норми якості вихідної та освітленої води

Показники якості води	Вихідна вода	Освітлена вода
Зважені частки, мг/дм ³	1 ÷ 10	До 8,0
Солевміст, мг/дм ³	120 ÷ 200	80 ÷ 120
Твердість, мг-екв/дм ³	3,0 ÷ 4,5	1,5 ÷ 2,0
Лужність, мг-екв/дм ³	2,5 ÷ 4,0	0,8 ÷ 1,0
Хлориди, мг/дм ³	8 ÷ 18	8 ÷ 18
Сульфати, мг/дм ³	160 ÷ 200	160 ÷ 200
Кремнієва к-та, мг/дм ³	8 ÷ 18	4 ÷ 10
Окиснюваність, мг/дм ³	5 ÷ 13	До 7,0
Ферум, мкг/кг	350 ÷ 900	300

Контроль за якістю вихідної та освітленої води виконується персоналом з періодичністю 1 раз на місяць.

2.3 Характеристика допоміжних матеріалів

У процесі коагуляційного очищення води використовуються вапняне молоко та коагулянт. Для їх приготування передбачено вапняне господарство та установки для приготування розчину коагулянту. Реагенти, що використовуються при коагуляції, і їх характеристику наведено в таблиці 2.3.

Таблиця 2.3 – Реагенти, що використовуються у процесі коагуляції

№ 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, СаО Гідратна, 3-й сорт не менш ніж 50 %

Для видалення з води іонів розчинених солей застосовують триступінчате іонообмінне очищення. Як іонообмінні матеріали, що застосовують для знесолення води, використовують різні марки аніонітів. Перша ступінь фільтрів завантажена слабкоосновними і слабкокислотними іонами. відповідно сильноосновними і сильнокислотними іонами. Третя ступінь завантажена сумішшю сильних катіоніту і аніоніту. Різні іони та їх властивості наведено в таблиці 2.4.

Таблиця 2.4 – Допоміжні матеріали що використовуються у процесах іонного обміну

№ 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

У механічних фільтрах використовується в якості фільтруючого матеріалу полістирольні кульки з фракцією зерен 3-6 мм, ГОСТ Р 51263-99.

Використання такого матеріалу економічно вигідне, оскільки забезпечить менше навантаження на катіонітові фільтри в результаті збільшеної механічної та хімічної стійкості самого матеріалу [5].

Для регенерації катіонітів застосовують сульфатну кислоту, а для регенерації аніонітів – гідроксид натрію. Реагенти, що застосовуються для регенерації іонітів, і їх характеристики наведено в таблиці 2.5.

Таблиця 2.5 – Реагенти, що використовуються для регенерації іонообмінних смол

№ п/п	Реагент, стандарт	Основна речовина, формула, сорт і % вміст
1	Кислота сульфатна технічна, ГОСТ 1382-69	H_2SO_4 1-й сорт 98,3%
2	Гідроксид натрію технічний, ГОСТ 2263-71	NaOH марка Д: "хімічний" 42%

3 ХАРАКТЕРИСТИКА ПРИЙНЯТОГО МЕТОДУ ВИРОБНИЦТВА. ХІМІЗМ ТА ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ І ОБҐРУНТУВАННЯ НОРМ ТЕХНОЛОГІЧНИХ РЕЖИМІВ

Найбільш поширеним методом очищення водного теплоносія на даний час являється іонний обмін. Застосування саме даного методу дозволяє отримати воду необхідної якості для подачі на водогрійне устаткування.

Обробка води методом іонного обміну широко використовується в енергетиці завдяки ряду переваг:

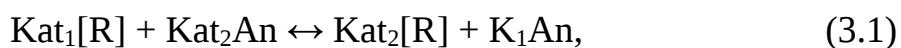
1. Домішки, що видаляються з води, не утворюють осаду;
2. Відсутність необхідності у постійному дозуванні реагентів;
3. Однотипність конструкцій фільтрів;
4. Простота обслуговування.

3.1 Суть методу і сфери його застосування

Іонообмінні процеси ґрунтуються на вибіркового поглинанні одного або кількох компонентів з водних розчинів за допомогою іонітів. Іоніти – тверді, майже нерозчинні у воді та органічних розчинниках матеріали, що мають іонообмінні властивості.

До складу іонітів входять функціональні групи, здатні до іонізації та обміну з електролітами. В результаті іонізації функціональних груп утворюються фіксовані іони, які закріплені на каркасі і не переходять у розчин, та протиіони (обмінні іони). Кількість протиіонів еквівалентна кількості фіксованих іонів. Останні здатні переходити в розчин і обмінюватися з розчину на еквівалентну кількість інших іонів, що мають заряд з тим самим знаком.

Обмін між іонітами і одним розчином зазвичай здійснюється з перебігом хімічних реакцій між іонітом та хімічними сполуками, розчиненими у воді [6]:



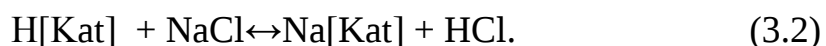
					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						25
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

де [R] – каркас фіксованих іонів іонітів; K_1 – обмінний катіон іоніту; K_2A – розчинена у воді сполука з катіоном K_2 і аніоном A.

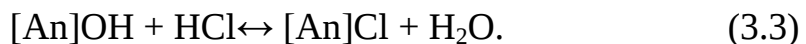
Отже, до складу іоніту входять матриця, фіксовані іони та проти іони.

Іоніти за типом іоногенних груп у їх складі поділяють на нерозчинні кислоти – катіоніти і нерозчинні основи – аніоніти. Згідно зі ступенем іонізації, іоніти поділяються на сильно- і слабо кислотні катіоніти та сильно- і слабо основні катіоніти, що містять карбоксильні, сульфгідрильні та інші групи. До складу сильноосновних аніонітів входять групи амонієвих або сульфонієвих основ, а до слабоосновних – аміногрупи з різним ступенем заміщення. Іоніти одночасно можуть містити різні кислотні та різні основні групи. Такі іоніти називають поліфункціональними (на відміну від монофункціональних, що містять лише один вид функціональних груп).

Катіоніти здатні до обміну катіонітів своїх іоногенних груп на катіони розчинених солей або водневі іони кислот [6]:



Аніоніти обмінюють аніони своїх іоногенних груп на аніони солей або кислот, що знаходяться в розчині:



Іонообмінну здатність іонітів характеризують статичною і динамічною обмінною ємністю іоніту.

Статична обмінна ємність – це кількість функціональних іоногенних груп, що припадають на одиницю маси або об'єму іоніту. За динамічних умов, тобто під час фільтрування розчину крізь шар іонітові до проскакування у фільтрат іонів, які вилучають, використовується лише частина статичної ємності іоніту – так звана динамічна обмінна ємність до проскакування. Після проскакування іонів у розчин концентрація їх у фільтраті поступово підвищується і досягає вихідної концентрації цих іонів у розчині. При цьому ємність залежить від концентрації іонів у воді та швидкості фільтрування води, коефіцієнта масообміну і довжини зони масообміну, вона також не дорівнює статичній ємності.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						26
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

За природою матриці іоніти поділяють на неорганічні (мінеральні), органічні, природні та штучні (синтетичні). Природні мінеральні катіоніти належать до групи алюмосилікатів – цеоліти, глини, глауконіти (залізо алюмосилікати калію) та ін. До природних мінеральних аніонітів належать, наприклад, апатити $[\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3]\text{F}$ або гідроксоapatити $[\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3]\text{OH}$. Обмінна ємність цих іонітів невелика. В обмін вступає переважно зовнішня поверхня часточок іоніту. До синтетичних мінеральних іонітів належать слабо кислотні алюмосилікати – пермутити. Обмінна ємність їх також невелика, проте в лужному середовищі може досягати 1,5-2 мг-екв/г [6]. Синтетичні мінеральні іоніти набувають у воді, після чого всі їхні іоногенні групи зерен беруть участь у іонному обміні.

Природніми іонітами органічного походження є гумінові кислоти ґрунтів, гумінові кислоти вугілля, особливо бурого. Вони є слабо кислотними поліелектролітами. Для посилення кислотних властивостей і обмінної ємності вугілля проводять його сульфітацію у надлишку олеуму. Сульфовугілля є найдешевшим поліелектролітом, що має сильно- і слабо кислотні групи. У нейтральному середовищі об'ємна ємність іонітів невелика. Вони також характеризуються малими хімічною стійкістю і механічною міцністю.

За типом проти іонів катіоніти бувають у водневій формі (Н-формі), сольовій (натрієвій) і змішаній, аніоніти – в гідроксидній (ОН-формі), сольовій (сульфатній, хлоридній та ін.) і змішаній, а амфоліти (залежно від умов середовища обмінюються як катіони, так і аніони) – у воднево-гідроксильній, воднево-сольовій, гідроксильно-сольовій і сольовій формах.

Іонообмінні процеси застосовуються для зм'якшення, опріснення і знесолення води, очищення стічних вод та різних розчинів, вловлювання і концентрування цінних металів із розбавлених водних розчинів, розділення суміші речовин у розчині, вловлювання і концентрування радіоактивних іонів, коригування мінерального складу очищення стічних вод у системах оборотного во-

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						27
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

допостачання тощо. Іоніти можна використовувати як сильно полярні поглиначі, здатні вилучати органічні речовини з розчинів із низькою діелектричною проникністю.

3.1 Фізико-хімічні основи іонообмінного процесу

Кінетика іонообмінного процесу очищення води, як і будь-якого іншого гетерогенного хімічного процесу, що здійснюється на межі поділу фаз, включає такі основні стадії:

- надходження іонів з водного розчину до зовнішньої поверхні зерен іоніту (зовнішня дифузія іонів забрудника);
- перенесення іонів усередині зерна до іоногенних функціональних груп (внутрішня дифузія);
- хімічна реакція іонного обміну;
- перенесення протиіонів функціональних груп, що витискуються, до поверхні зерен іоніту (внутрішня дифузія протиіонів);
- перенесення протиіонів від поверхні іоніту в об'єм розчину (зовнішня дифузія протиіонів). Швидкість усього цього процесу визначає найповільніша стадія.

Кінетика хімічної реакції (стадія 3) описується рівнянням [6]:

$$-\frac{dc}{d\tau} = K(C_{\tau} - C_{\infty}), \quad (3.4)$$

або в інтегрованому вигляді

$$\lg(C_{\tau} - C_{\infty}) = \lg(1 - F) = -\frac{K\tau}{2,303}, \quad (3.5)$$

де C_{τ} і C_{∞} - відповідно концентрація сорбованого іона в момент τ та після встановлення рівноваги; $F = \theta/\theta_{\infty}$ - ступінь обміну, або ступінь досягнення рівноваги; K – коефіцієнт масо перенесення, який визначають графічно як тангенс кута нахилу початкової лінійної ділянки кривих:

$$K = -d \lg(1 - F) / d\tau. \quad (3.6)$$

Хімічна реакція іонного обміну відбувається швидко, тому загальна швидкість процесу лімітується зовнішньою або внутрішньою дифузією. Якщо процес лімітується зовнішньою дифузією, рівняння набуває наступного вигляду:

$$\lg(1 - F) = -\beta\tau/2,303, \quad (3.7)$$

де $\beta = 3D_n/r_0\delta K_p$ – константа швидкості (кінетичний коефіцієнт; його визначають графічно з кінетичних кривих).

Коефіцієнт дифузії через плівку D_n визначають за рівнянням

$$D_n = 0,333\beta r_0\delta K_p, \quad (3.8)$$

де r_0 – радіус зерна іоніту; δ – товщина плівки, яка вкриває зерно іоніту; K_p – коефіцієнт розподілу сорбувальних іонів.

Товщина плівки залежить від режиму течії розчину і зазвичай змінюється від 10 до 100 мкм, іноді (за турбулентного режиму) досягає 1 мкм. Знаючи D_n , можна визначити тривалість півообміну в разі зовнішньої дифузії

$$\tau_{1/2} = 0,23r_0\delta K_p/D_n. \quad (3.9)$$

Виходячи зі значень $\tau_{1/2}$, вибирають тип іоніту та визначають оптимальний розмір зерен, тривалість контактування розчину з іонітом, швидкість пропускання розчину і продуктивність іонообмінного апарата.

Якщо лімітуючою стадією є зовнішня дифузія, то іонообмінний процес можна інтенсифікувати підвищенням швидкості протікання очищувальної води, застосуванням дрібніших зерен іоніту та підвищенням температури розчину.

Якщо лімітуючою стадією іонного обміну є внутрішня дифузія, то процес можна інтенсифікувати підвищенням швидкості пропускання очищуваної води і збільшенням концентрації сорбованих іонів. Для цього застосовують іоніти з великою пористістю і набряканням та меншим розміром зерен.

Обробляючи іоніт потоком води (динамічні умови), можна звести вміст інших іонів у іоніті практично до нуля. Динамічні умови можна здійснити фі-

льтруванням очищеної води крізь стаціонарний шар зернистого іоніту в напрямі знизу вгору і навпаки, крізь гідродинамічно затиснутий шар іоніту, крізь завислий шар іоніту або крізь шар іоніту, що переміщується протитечією.

Гідродинамічні характеристики іоніту залежать від його щільності, порозності та гідравлічного опору. Останній залежить від розміру зерен тощо. Властивості потоку очищеної води крізь шар іоніту визначаються його в'язкістю, густиною і швидкістю.

Розрахунок апарата для здійснення йонного обміну полягає у визначенні максимального вмісту домішок шаром іоніту заввишки H , перетином S , обмінною ємністю E_0 (визначаються за допомогою ізотерм сорбції) та певним гранулометричним складом для заданої швидкості фільтрування води відомої концентрації крізь іоніт. Ступінь обміну визначається об'ємною ємністю іоніту та його селективністю щодо іонів, які видаляють, тривалістю контактування води з іонітом τ_k . Що вищі зазначенні показники, то вищий ступінь обміну.

Тривалість контактування води з іонітом визначають згідно з рівнянням [6]:

$$\tau_k = H\varepsilon/v = V_\varepsilon S_v, \quad (3.10)$$

де ε – порозність шару (для зернистих іонітів 0,40 – 0,45); v – швидкість пропускання очищеної води, м/год; H – висота шару іоніту, м; S_v – площа перерізу іоніту в апараті, м²; V – об'єм пропущеної води крізь іоніт, м³.

Питоме навантаження q – об'єм води, пропущеної крізь одиницю об'єму шару іоніту впродовж 1 год, визначають за формулою

$$q = v/\tau_k \varepsilon V_{\text{ш}} = v/\tau_k S H, \quad (3.11)$$

де $V_{\text{ш}}$ – об'єм шару іоніту, що дорівнює добутку SH .

У технології очищення стічних вод і водопідготовки зазвичай $\tau_k = 1 \dots 10$ хв, $v = 10 \dots 100$ м/год і $q = 5 \dots 100$ год [6].

За підвищеної концентрації домішок, а також у разі сповільненої швидкості обміну ці значення змінюються в таких межах: $\tau_k = 10 \dots 120$ хв, $v =$

1 ... 10 м/год і $q = 1 \dots 5$ год. Моделювання процесу іонного обміну здійснюють на моделях:

- на стадії лабораторних досліджень застосовують шар іоніту з $V_{\text{ш}} = 5 \dots 100 \text{ см}^3$;
- під час дослідних випробовувань – $200 \dots 1000 \text{ см}^3$;
- під час дослідно-промислових випробовувань – понад 1 дм^3 .

Для визначення основних параметрів іонообмінної установки визначають сумарну площу перетину іонообмінних апаратів $S_{\text{заг}}$ (м^2) згідно з витратою очищуваної води Q ($\text{м}^3/\text{год}$) та оптимальною швидкістю ($\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$) фільтрування крізь псевдозріджений шар іоніту $v_{\text{опт}}$:

$$S_{\text{заг}} = Q/v_{\text{опт}} . \quad (3.12)$$

Загальна кількість іонів, яку потрібно вилучити за 1 год, залежить від їх початкової C_n і кінцевої C_k концентрації (мг-екв/дм^3) і дорівнює $Q(C_n - C_k)$. Для поглинання цієї кількості іонів треба використати певну кількість повітряно-сухого іоніту з динамічною ємністю E_d (мг-екв/кг):

$$M_{\text{іон}} = Q(C_n - C_k)/E_d , \quad (3.13)$$

де $M_{\text{іон}}$ = необхідна кількість повітряно-сухого іоніту, кг/год .

Якщо тривалість робочого циклу іонообмінного апарата між двома регенераціями дорівнює τ (год), то загальне його навантаження $M_{\text{заг}}$ становить:

$$M_{\text{заг}} = M_{\text{іон}} \tau . \quad (3.14)$$

Об'єм завантаження іонообмінного апарата до утворення псевдозрідженого шару W_1 (м^3):

$$W_1 = M_{\text{заг}}/d_n , \quad (3.15)$$

де d_n – насипна щільність іоніту, кг/м^3 .

Оскільки сумарна площа іонообмінних апаратів визначається оптимальною швидкістю фільтрування, то висота набряклого шару іоніту H_1

(м) до псевдозрідження:

$$H_1 = W_1/S_{\text{заг}} , \quad (3.16)$$

Слід зазначити, що оптимальне відношення висоти псевдозріженого шару $H_2/H_1 = 1,5$, то величину H_2 (м) визначають за формулою

$$H_2 = 1,5W_1/S_{\text{заг}} . \quad (3.17)$$

Якщо задатися діаметром іонообмінного апарата D_a , то число апаратів

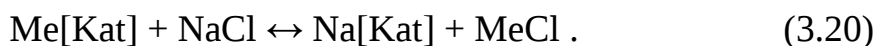
$$n_a = \frac{4S_{\text{заг}}}{\pi D_a^2} . \quad (3.18)$$

Потім розраховують об'єм регенераційних розчинів і місткостей для них.

3.2 Регенерація іонітів

Процес регенерації іонообмінних смол є оберненим до процесу сорбції іонів з очищуваної води і полягає у відновленні початкової іонної форми смоли. Регенерацію іонітів здійснюють хімічним (реагентним), термохімічним і електрохімічним способами. Найуніверсальнішим та найефективнішим є хімічний спосіб регенерації, для здійснення якого застосовують розчини мінеральних кислот, лугів, солей та органічні розчинники.

Регенерацію катіонітів проводять промиванням кислотою (якщо Н-катіоніт) або розчином хлориду натрію (якщо Na-катіоніт):



Регенерація слабкоосновних аніонітів відбувається фільтруванням крізь шар аніоніту 2 – 4 %-х водних розчинів NaOH, Na₂CO₃ або NH₄OH:



Сорбція іонів з очищуваної води відбувається за прямою реакцією, а десорбція цих іонів з іоніту – за зворотною, внаслідок чого іоніт набуває робочої А-форми.

Отже, для здійснення регенерації іоніту потрібно цю реакцію змістити вліво, що досягається введенням у рівноважну систему електроліту з іонами А. Останній сприяє додатковій сорбції іонів А на іоніті та переходу відповідної кількості іонів В з іоніту в розчин. Це спричинює максимальну регенерацію

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						32
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

іоніту. Що більша вибірковість іоніту до іонів В, то важче вони десорбуються і тим більше іонів А потрібно вводити в розчин. Відношення витрати реагенту, потрібного для досягнення заданого ступеня регенерації іоніту, до теоретичної витрати (в еквівалентах), яка відповідає повній ємності певної маси іоніту, називається питомою витратою реагенту на регенерацію μ .

Кількісну характеристику ефективності регенерації визначають за коефіцієнтом розподілу іонів $K_{p,p}$ застосовують рівняння [6]:

$$K_{p,p} = \sum_{i=1}^n \frac{C_i}{\bar{C}_i}, \quad (3.22)$$

де C_i і $\bar{C}_i$ – відповідно концентрації і-го іона в регенераційному розчині та фазі іоніту в умовах рівноваги; n – число видів іонів.

Значення $K_{p,p}$ визначають за статичних умов за стехіометричної або будь-якої іншої витрати регенерувального розчину. Коефіцієнт розподілу іонів визначають за формулою

$$\eta = K_{p,p} 100 / (K_{p,p} + 1). \quad (3.23)$$

і він характеризує відношення кількості іонів, вилучених з іоніту, до початкового їх вмісту в іоніті, %.

Ступінь регенерації іоніту залежить від величини питомої витрати реагенту на регенерацію μ і пов'язаний співвідношенням

$$\eta = 1 - (1 - \eta_0)^\mu, \quad (3.24)$$

де η_0 – ступінь регенерації іоніту за стехіометричного співвідношення іонів у смолі та об'ємі регенераційного розчину оптимальної концентрації за сталої швидкості фільтрування 1 – 3 м/год.

Величина $K_{p,p}$ дає змогу характеризувати ефективність регенерації іоніту за різних умов. Так, за $\sum_{i=1}^n C_i = 0$ і $K_{p,p} = 0$ іоніт не регенерується. Якщо $0 < K_{p,p} < 0,5$, регенерація незадовільна, а коли $0,5 < K_{p,p} < 1$ регенераційна здатність розчину здебільшого вважається задовільною. Якщо $\sum_{i=1}^n C_i = \sum_{i=1}^n \bar{C}_i$, $K_{p,p} = 1$, здатність до регенерації добра і дорівнює його сорбційній здатності. І нарешті, якщо $\sum_{i=1}^n C_i > \sum_{i=1}^n \bar{C}_i$, $K_{p,p} > 1$, значенням $K_{p,p} = 1 \dots 9$

відповідають $\eta = 50 \dots 90 \%$ і за $K_{p,p} = 9 \dots 99$, $\eta = 90 \dots 99 \%$. У разі ідеальної регенерації $K_{p,p} \rightarrow \infty$ [6].

Найвища ефективність регенерації досягається тоді, коли процес регенерації супроводжується утворенням слабоіонізованих іонітів та сполук. У цьому разі витрати реагентів наближаються до стехіометричних, а за «чистого» іонного обміну вони значно вищі. Для забезпечення повноти регенерації іонообмінних смол часто потрібний значний надлишок реагенту щодо стехіометрично необхідної кількості, що призводить до значних втрат невикористаних кислот і лугів з відпрацьованими регенераційними розчинами та до потреби їх нейтралізації. З метою запобігання цьому слід застосовувати протитечійний або багатопорційний спосіб регенерації. Витрати на нейтралізацію надлишкового реагенту в цьому разі зводяться до мінімальних. Для раціонального використання регенераційних розчинів доцільно здійснювати регенерацію двох іонообмінних фільтрів, установлених послідовно, що сприяє значному зменшенню об'єму регенераційних розчинів.

З метою підвищення економічної ефективності іонообмінного процесу та запобігання забрудненню довкілля регенераційні розчини потрібно утилізувати. Для цього використовують різні способи. Для регенерації іонітів пропонують використовувати реагенти, які в основному виробництві можуть бути сировиною або допоміжним матеріалом. У цьому разі регенераційні розчини можуть бути повернені в основне виробництво без спеціальної підготовки. Регенерацію іоніту можна здійснювати також розчинами реагентів, які є відходами на цьому виробництві, з подальшим подаванням його на змішування з основним потоком відходів виробництв.

Оброблення регенераційних розчинів можна здійснювати також хімічними, фізичними або біологічними агентами. З хімічних агентів використовують окисники, осаджувачі, газоутворювачі, іоніти тощо; з фізичних – низькі і високі температури, електричний струм, УФ-випромінювання та ін. Найбіль-

					<i>ДП ХН 1108 1440 ПЗ</i>	Арк.
						34
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

шого ефекту досягають тоді, коли відновлюють регенерувальний розчин з одночасною утилізацією вилучених домішок. Коли цього зробити не вдається, регенерувальний розчин утилізують окремо.

					<i>ДП ХН 1108 1440 ПЗ</i>	Арк.
						35
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

4 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ

Підігріта до 40°C (± 1) вода під напором подається до баку вихідної води 1, далі за допомогою насосів сирієї води або насосів водоструминних ежекторів надходить в освітлювач 2. В освітлювачі поступово також дозуються реагенти, а саме: коагулянт FeSO_4 (з мішалки коагулянту 4) та вапняне молоко $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (з мішалки $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 3). 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 швидкості підйому води здійснюється 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 шламоуцільнювач, у якому через відсутність висхідного руху шлам відстоюється, частково зневоднюється і видаляється по лінії постійної чи періодичної продувки. Звільнена від осаду вода відводиться від шламоуцільнювача і подається по трубопроводу в збірний жолоб освітлювача. Для видалення піску, що накопичується, і інших грубодисперсних домішок у нижній частині освітлювача роблять періодичну продувку.

Коагулянт подається на спеціально захищену від корозії механічну мішалку 4 разом з водою для змішування до концентрованого розчину. Після змішування через тканинний фільтр подається до освітлювача за допомогою насоса-дозатора.

Після попереднього гасіння вапна та очищення його від нерозчинених домішок вапняне молоко разом з водою подається на механічну мішалку 3 для

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						36
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

отримання потрібної концентрації. Далі насосами-дозаторами поступово перекачується до освітлювача 2.

Після освітлювача вода збирається в баку вапнованої води 5, звідки насосом подається на ряд механічних фільтрів 6, де очищується від дрібнодисперсних домішок, які не осіли в освітлювачі.

З фільтру фільтрат частково подається на розпушування іонітових фільтрів, а основна частина поступає на Н-катіонітовий фільтр I ступеню, потім на аніонітовий фільтр I ступеню 8.

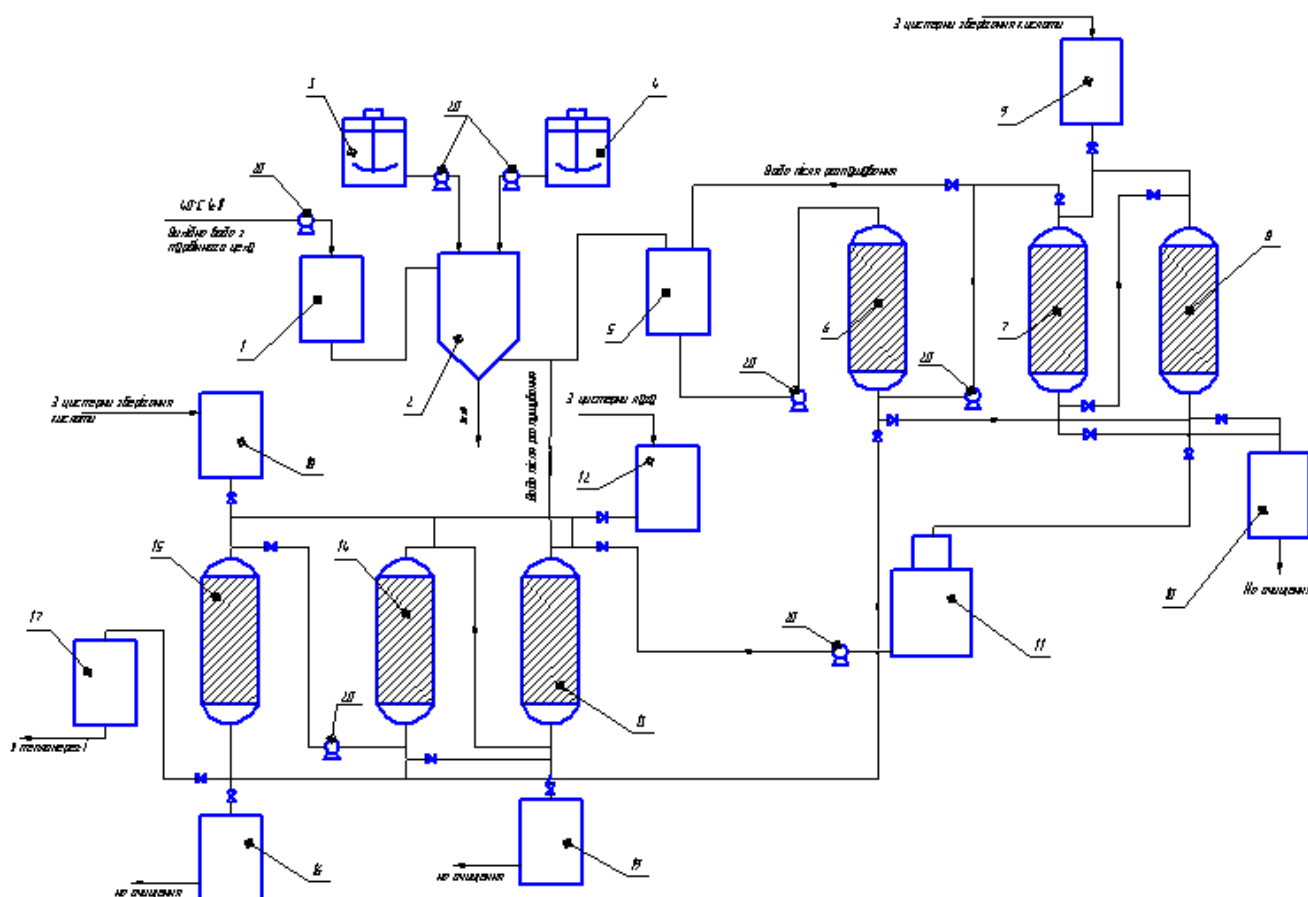
Регенерація Н-катіонітових фільтрів обох ступеней проходить паралельно. Регенерують фільтри 8 %-вою сульфатною кислотою. Кислота у цеху зберігається в цистернах у концентрованому вигляді, потім подається до проміжного баку зберігання кислоти 9, де змішується з водою до потрібної концентрації. Після регенерації катіонітів розчин потрапляє до баку відпрацьованої кислоти 10, а далі на очищення.

При протіканні води через Н-катіонітові фільтри в процесі розкладання гідрокарбонатних солей виділяється CO_2 , що видаляється в спеціальному дегазаторі продуванням через воду повітря і розбризкуванням води. Струмені води стікають по насадці декарбонізатора 11 зверху вниз, а назустріч їм вентилятором подається повітря, що несе разом із власним потоком і пухирці вуглекислого газу. Декарбонізована вода насосом подається на Н-катіонітовий фільтр відповідно II ступеню 13, а потім на аніонітовий фільтр II ступеню 14, регенерацію якого проводять розчином лугу. Подібно до приготування регенеруючого розчину кислоти, концентрований луг в цеху зберігається у цистерні, потім насосами надходить до проміжного баку лугу 12, де змішується з водою до потрібної концентрації. Регенерація аніонітових фільтрів також проходить паралельно, а потім відпрацьований розчин збирається в бак 19, далі подається на очищення.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						37
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Схема відділення глибокого знесолення води представлена на рисунку

4.1.



1 – бак вихідної води; 2 – освітлювач; 3 – механічна мішалка вапна; 4 – механічна мішалка коагулянту; 5 – бак освітленої води; 6 – механічний фільтр; 7 – Н-катіонітовий фільтр I ступені; 8 – аніонітовий фільтр I ступені; 9, 18 – проміжний бак кислоти; 10, 16, 19 – бак відпрацьованого регенеруючого розчину; 11 – декарбонізатор; 12 – проміжний бак лугу; 13 – Н-катіонітовий фільтр II ступені; 14 – аніонітовий фільтр II ступені; 15 – іонітовий фільтр змішаної дії; 17 – бак знесоленої води; 20 – насоси

Рисунок 4.1 – Технологічна схема відділення глибокого знесолення води

Для більш повного знесолення та запобігання аварійних ситуацій проскоку іонів солей у очищену воду, у відділі встановлено іонітовий фільтр змі-

Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДП ХН 1108 1440 ПЗ

Арк.

38

шаної дії 15. Регенерація цього фільтру проводиться 8 %-ною сульфатною кислотою, що подається з баку проміжної кислоти 18, та 8 %-ним розчином лугу з проміжного баку лугу 12.

Повністю відпрацьована кислота після регенерації надходить у бак 16. Після іонообмінного фільтру змішаної дії вода направляється до баку знесоленої води 17, де у воду додають тринатрійфосфат для запобігання корозії апаратури.

					<i>ДП ХН 1108 1440 ПЗ</i>	Арк.
						39
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

5 ВИЗНАЧЕННЯ ВИТРАТНИХ КОЕФІЦІЄНТІВ З СИРОВИНИ, НАПІВПРОДУКТІВ, ДОПОМІЖНИХ МАТЕРІАЛІВ

Враховуючи те, що основними апаратами обрано іонітові фільтри, то в даному розділі розраховуються апарати, що беруть участь в очищенні води до її подання на іонітові установку: освітлювач та механічний фільтр. А також розраховуються витратні коефіцієнти на даних етапах водопідготовки.

5.1 Розрахунок освітлювача

Склад вихідної води, мг-екв/дм³:

$$\begin{aligned} [\text{Ca}^{2+}] &= 3,2; & [\text{HCO}_3^-] &= 2,9; \\ [\text{Na}^+] &= 0,4; & [\text{NO}_3^-] &= 0; \\ [\text{Mg}^{2+}] &= 0,9; & [\text{SO}_4^{2-}] &= 15,8. \end{aligned}$$

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

$$Q = 600 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Приймаємо дозу коагулянту 0,7 мг-екв/дм³, залишкову лужність не менш 0,7 мг-екв/дм³.

Дозу вапна визначаємо за рівнянням:

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

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; $D_{\text{к.}}$ - доза коагулянту, мг-екв/дм³.

$$D_{\text{в.}} = 21/22 + 2,9 - 0,7 + 0,7 = 3,85 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Вапном осаджується HCO_3^- у кількості :

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

$$[\text{HCO}_3^-]_{\text{осадж.}} = 2,9 - 0,7 = 2,2 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						40
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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 [5]:

$$[\text{Ca}^{2+}]_{\text{вап.в.}} = [\text{Ca}^{2+}]_{\text{в.в.}} + D_{\text{в.}} = 3,2 + 3,85 = 7,05 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

Кальцій осаджується у вигляді CaCO_3 , зв'язуючись з іонами HCO_3^- у кількості 2,2 мг-екв/дм³.

Залишковий вміст кальцію у вапнованій воді :

$$[\text{Ca}^{2+}]_{\text{зал.}} = [\text{Ca}^{2+}]_{\text{вап.в.}} - [\text{HCO}_3^-]_{\text{осадж.}} = 7,05 - 2,2 = 4,85 \text{ мг-екв/дм}^3.$$

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

Вміст сульфатів збільшується за рахунок дозування коагулянту FeSO_4 :

$$\begin{aligned} [\text{SO}_4^{2-}]_{\text{вап.в.}} &= [\text{SO}_4^{2-}]_{\text{в.в.}} + D_{\text{к.}}, \\ [\text{SO}_4^{2-}]_{\text{вап.в.}} &= 15,8 + 0,7 = 16,5 \text{ мг-екв/дм}^3. \end{aligned}$$

Вміст хлоридів у воді не змінюється.

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

$$Q_{\text{ш.}} = C_{\text{вап.в.}} + 50 \cdot (Ж_{\text{Ca}^{2+}} + D_{\text{в.}}) + 56 \cdot \alpha_{\text{д.}} \cdot D_{\text{в.}} + 78 \cdot D_{\text{к.}},$$

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.

$$Q_{\text{ш.}} = 10 + 50 \cdot (3,2 + 3,85) + 56 \cdot 0,5 \cdot 3,85 + 78 \cdot 0,7 = 419,025 \text{ г/м}^3.$$

Величина продувки 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 шламоущільнювачі, г/дм³.

$$p = (419,025 - 0,5) \cdot 100 / 1000 / 27 = 1,55 \text{ \%}.$$

Отже, із продувкою видаляється наступна кількість води:

$$V_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{прод.}} = Q \cdot 1,1 \cdot p / 100 = 600 \cdot 1,1 \cdot 1,55 / 100 = 10,23 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Витрата вапна у вигляді Ca(OH)_2 визначається за формулою:

$$\begin{aligned} Q_{\text{в.}}^{\text{доб.}} &= 24 \cdot 28,04 \cdot Q \cdot 1,1 \cdot D_{\text{в.}} / 1000 = 24 \cdot 28,04 \cdot 600 \cdot 1,1 \cdot 3,85 / 1000 = \\ &= 1709,99 \text{ кг/добу} \end{aligned}$$

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						41
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Витрата вапняного молока на добу визначається:

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

де $C_{\text{в.м.}}$ - масова концентрація вапняного молока, % ; $\rho_{\text{в.м.}}$ - густина вапняного молока, кг/м³;

$$V_{\text{в. доб.}} = 1709,99 \cdot 100/5/1040 = 32,88 \text{ м}^3/\text{добу}.$$

Кількість води для приготування вапняного молока:

$$V_{\text{H}_2\text{O}^{\text{в.м.}}} = (V_{\text{в. доб.}} \cdot \rho_{\text{в.м.}} - Q_{\text{в. доб.}})/24 = (32,88 \cdot 1040 - 1709,99)/24 = \\ = 1353,55 \text{ кг/год} = 1,35 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Витрата 5%-го вапняного молока на один освітлювач

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

де N - кількість освітлювачів, шт.

$$Q_{\text{в.}}^1 = 32,88/24 = 1,37 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Витрата коагулянту визначається за формулою:

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

де $E_{\text{к}}$ - еквівалентна маса безводного коагулянту FeSO_4 , г-екв/моль; $q_{\text{к}}$ - максимальна необхідна доза коагулянту, мг-екв/дм³;

$$Q_{\text{к. доб.}} = 24 \cdot 600 \cdot 1,1 \cdot 78 \cdot 0,7/1000 = 864,86 \text{ кг/добу}.$$

Витрата 5%-го розчину коагулянту визначається за формулою:

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

де $C_{\text{к.}}$ - концентрація безводного коагулянту, %; $\rho_{\text{к.}}$ - густина 5%-го розчину коагулянту, кг/м³;

$$V_{\text{к. доб.}} = 864,86 \cdot 100/5/1048 = 16,5 \text{ м}^3/\text{добу}.$$

Кількість води для приготування розчину коагулянту:

$$V_{\text{H}_2\text{O}^{\text{к}}} = (V_{\text{к. доб.}} \cdot \rho_{\text{к.}} - Q_{\text{к. доб.}})/24 = (16,5 \cdot 1048 - 864,86)/24 = \\ = 684,68 \text{ кг/год} = 0,68 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Витрата 5%-го розчину коагулянту на один освітлювач:

$$V_{\text{к.}}^1 = V_{\text{к. доб.}} / 24/ N,$$

$$V_{\text{к.}}^1 = 16,5/24 = 0,69 \text{ м}^3/\text{год}.$$

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						42
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Сумарна витрата води на власні нестатки освітлювача:

$$V_{\text{в.н.}}^{\text{осв.}} = V_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{прод}} + V_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{в.м.}} + V_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{к}} = \\ = 10,23 + 0,44 + 1,35 + 0,68 = 12,26 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Для забезпечення заданої продуктивності приймаємо до установки один освітлювача ВТИ-630, продуктивністю по 630 м³/год, і один резервний.

5.2 Розрахунок механічних фільтрів

Необхідна площа фільтрування приблизно визначається за формулою:

$$F' = Q_0 / \omega = (600 + 12,25) \cdot 1,1/10 = 67,35 \text{ м}^2.$$

де Q_0 - продуктивність фільтрів за проясненою водою з урахуванням витрати води на 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.

$$f' = 67,35/8 = 8,41 \text{ м}^2.$$

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

Встановлюємо дев'ять стандартних однокамерних фільтри площею фільтрування $f = 9,1 \text{ м}^2$, діаметром $D = 3400 \text{ мм}$, висотою шару 1000 мм, один з яких резервний [5].

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, м²; i - інтенсивність розпушення фільтра, дм³/((с·м²)); $t_{\text{розп}}$ - тривалість розпушення фільтра, хв;

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

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						43
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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:

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

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

$$q_{\Gamma} = (27,3 + 6,07) \cdot 1 \cdot 8/24 = 11,12 \text{ м}^3/\text{год}.$$

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

$$Q_{\text{в.н.}} = Q_0 + q_{\Gamma} = 612,25 + 11,12 = 623,37 \text{ м}^3/\text{год}.$$

Дійсна швидкість фільтрування при роботі усіх фільтрів дорівнює:

$$\omega_n = Q_{\text{в.н.}}/n/f = 623,37/8/9,1 = 8,56 \text{ м/год} .$$

а під час вимикання одного з фільтрів на промивання:

$$\omega_{n-1} = Q_{\text{в.н.}} / (n - 1) \cdot f = 623,37/(8 - 1)/9,1 = 9,79 \text{ м/год} .$$

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

6 ХАРАКТЕРИСТИКА ТЕХНОЛОГІЧНОГО ОБЛАДНАННЯ

6.1 Розрахунок та вибір основного обладнання

Основними апаратами у відділені глибокого знесолення води для котельні ТЕЦ обрані іонообмінні фільтри. У даному розділі представленні основні розрахунки агрегатів та їх кількість за заданою потужністю 600 м³/год.

6.1.1 Розрахунок фільтра змішаної дії

Для задоволення потреби підприємства в знесоленій воді установці знесолення необхідно щогодини виробляти 600 м³ знесоленої води. Для розрахунку установки необхідно розрахувати спочатку фільтр змішаної дії, аніонітовий і катіонітовий фільтри другої ступені, а потім аніонітовий і катіонітовий фільтри першої ступені.

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 посудину 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 H₂SO₄ зі швидкістю 5 м/год [5].

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.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						45
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Продуктивність установки 600 м³/год.

Визначимо необхідну площу фільтрування (F) при швидкості фільтрування $\omega = 50$ м/год [7]:

$$F = Q / \omega,$$

де Q - продуктивність, м³/год;

$$F = 600 / 50 = 12 \text{ м}^2.$$

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 $K : A = 1:1$ [5,7].

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 ($n = 2$);

$$T + \tau = 10^4 \cdot 5,307 \cdot 1,2 \cdot 2 / 600 = 212,28 \text{ год.}$$

Добове число регенерації фільтру:

$$m = 24 \cdot n / (T + \tau) = 24 \cdot 2 / 212,28 = 0,226.$$

Витрата 100%-ної H_2SO_4 на регенерацію:

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

де $h_{\text{кат.}}$ - висота шару катіоніту, м; $b_{\text{к.}}$ - питома витрата H_2SO_4 , кг/м³ [7]; $E_{\text{кат}}$ - ємність катіоніту, г-екв/м³;

$$\sigma_{\text{кисл}}^{100} = 5,307 \cdot 0,6 \cdot 70 \cdot 600 / 1000 = 133,74 \text{ кг.}$$

Витрата технічної 98,3%-ної кислоти ($\rho = 1835,6 \text{ кг/м}^3$):

$$\sigma_{\text{кисл}}^{98,3} = 133,74 \cdot 100 / 98,3 = 136,05 \text{ кг} = 0,074 \text{ м}^3.$$

Добова витрата 98,3%-ної H_2SO_4 на регенерацію:

$$\sigma_{\text{кисл}}^{\text{доб.}} = \sigma_{\text{кисл}}^{98,3} \cdot m = 136,05 \cdot 0,226 = 30,75 \text{ кг/доб.}$$

Для регенерації використовують 4%-ний розчин сірчаної кислоти ($\rho = 1025 \text{ кг/м}^3$):

$$\sigma_{\text{кисл}}^4 = 136,05 \cdot 100 / 4 = 3401,25 \text{ кг} = 3,318 \text{ м}^3.$$

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						46
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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

$$V_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{кисл}} = 3,318 - 0,074 = 3,244 \text{ м}^3.$$

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 луку, кг/м³; $E_{\text{ан}}$ - ємність аніоніту, г-екв/м³ [7];

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

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:

$$\sigma_{\text{NaOH}}^{\text{доб}} = \sigma_{\text{NaOH}}^{42} \cdot m = 492,79 \cdot 0,226 = 111,43 \text{ кг/доб}.$$

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:

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

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						47
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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, $\text{м}^3/\text{м}^3$; $h_{\text{ш.}}$ - 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 :

$$\begin{aligned} V_{\Sigma} &= V_{\text{розд.}} + V_{\text{з.п.}} + V_{\text{H}_2\text{O}^{\text{кисл}}} + V_{\text{H}_2\text{O}^{\text{NaOH}}} + V_{\text{відм.}} + V_{\text{довідм.}} = \\ &= 22,11 + 8,84 + 3,244 + 11,47 + 53,07 + 31,84 = 130,57 \text{ м}^3. \end{aligned}$$

Годинна витрата води на власні нестатки ФЗД:

$$q^{\text{ФЗД}}_{\text{в.н.}} = m \cdot V_{\Sigma} / 24 = 0,226 \cdot 130,57 / 24 = 1,22 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Час пропуску регенераційного розчину кислоти при швидкості

$\omega_{\text{к.}} = 5 \text{ м/год.}$

$$\tau_{\text{к.}} = \sigma_{\text{кисл}}^4 \cdot 60 / f / \omega_{\text{к.}} = 3,318 \cdot 60 / 5,307 / 5 = 7,50 \text{ хв.}$$

Час пропуску регенераційного розчину лугу при швидкості

$\omega_{\text{л.}} = 5 \text{ м/год.}$

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

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

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

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

$$\begin{aligned} \tau_{\text{ФЗД}} &= \tau_{\text{розд.}} + \tau_{\text{з.п.}} + \tau_{\text{л.}} + \tau_{\text{к.}} + \tau_{\text{відм.}} + \tau_{\text{перем.}} + \tau_{\text{довідм.}} + \tau_{\text{неврах.}} = \\ &= 25 + 10 + 7,50 + 26,71 + 60 + 30 + 36 + 30 = 225,21 \text{ хв. (4год)} \end{aligned}$$

Об'єм набряклих катіоніту й аніоніту у фільтрах :

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

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

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

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						48
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

де $K_{кат.}^{наб.}$ і $K_{ан.}^{наб.}$ - коефіцієнти набрякання відповідно катіоніту й аніоніту.

Маса повітряно-сухих іонітів, завантажених у фільтри:

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

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

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

$$M_{кат.}^{сух.} = 3,09 \cdot 0,70 = 2,16 \text{ т};$$

$$M_{ан.}^{сух.} = 2,84 \cdot 0,74 = 2,1 \text{ т.}$$

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

$$\Delta M_{кат.} = 0,15 \cdot M_{кат.}^{сух.} = 0,15 \cdot 2,16 = 0,324 \text{ т};$$

$$\Delta M_{ан.} = 0,1 \cdot M_{ан.}^{сух.} = 0,1 \cdot 2,1 = 0,21 \text{ т.}$$

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

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

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

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

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

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

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

Приймаємо до установки два фільтри змішаної дії з внутрішньою регенерацією ФЗДВр-2,6-6, D = 2600 мм, будівельна висота 5030 мм і один резервний.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						49
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

6.1.2 Розрахунок аніонітового фільтра другої ступіні

Аніонітовий фільтр другої ступіні призначений для поглинання з частково знесоленої води аніонів вуглекислоти, кремнієвої кислоти, що залишилися а також залишків аніонів сильних кислот, очно через аніонітовий фільтр першої ступіні.

Сильноосновний 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 [5].

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

Солевміст води, що надходить на аніонітовий фільтр другої ступіні:

$$\begin{array}{ll} \text{Na}^+ = 0,4 \text{ мг-екв/дм}^3; & \text{SO}_4^{2-} = 16,5 \text{ мг-екв/дм}^3; \\ \text{Mg}^{2+} = 0,105 \text{ мг-екв/дм}^3; & \text{Cl}^- = 1,5 \text{ мг-екв/дм}^3; \\ \text{Ca}^{2+} = 18,92 \text{ мг-екв/дм}^3; & \text{CO}_3^{2-} = 0,002 \text{ мг-екв/дм}^3; \\ & \text{SiO}_3^{2-} = 0,054 \text{ мг-екв/дм}^3. \end{array}$$

Продуктивність з урахуванням витрати на власні нестатки складає:

$$Q = Q + q^{\Phi^3 \text{Д}}_{\text{в.н.}} = 600 + 1,22 = 601,22 \approx 601,3 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Визначимо необхідну площу фільтрування, при швидкості фільтрування $\omega=28 \text{ м/год}$ [7], за формулою:

$$F = Q / \omega,$$

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

$$F = 601,3/28 = 21,478 \text{ м}^2.$$

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						50
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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

$$\omega_{ф.} = Q / f_a / n,$$

де n – кількість постійна працюючих фільтрів;

$$\omega_{ф.} = 601,3 / 7,07 / 4 = 21,26 \text{ м/год.}$$

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

$$V_{ан.}^{вол.} = Q_{доб.} \cdot (SiO_3^{2-} + CO_3^{2-}) / E_{ан.},$$

де $Q_{доб.}$ – добова продуктивність фільтрів;

$$Q_{доб.} = 24 \cdot 601,3 + 24 \cdot 601,3 / n = 17317,44 \text{ м}^3/\text{доб.};$$

SiO_3^{2-} , CO_3^{2-} - концентрації іонів SiO_3^{2-} і CO_3^{2-} у воді, мг-екв/ дм^3 ; $E_{ан.}$ – обмінна ємність аніоніту, г-екв/м³;

$$V_{ан.}^{вол.} = 17317,44 \cdot (0,054 + 0,002) / 650 = 1,49 \text{ м}^3.$$

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

$$V_{ан.}^{сух.} = V_{ан.}^{вол.} / K^{наб.}_{ан.} = 1,49 / 2,24 = 0,67 \text{ м}^3,$$

де $K^{наб.}_{ан.}$ – коефіцієнт набрякання аніоніту.

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

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

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

$$M_{кат.}^{сух.} = 0,67 \cdot 0,74 = 0,49 \text{ т.}$$

Тривалість фільтрування:

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

де $h_{ш.}$ – висота шару матеріалу, що завантажується, м; $E_{ан.}$ – обмінна ємність аніоніту, г-екв/м³; C – кількість аніонів слабких кислот, що надходять на аніонітовий фільтр, г-екв/дм³ ;

$$\tau = 7,07 \cdot 1,5 \cdot 650 \cdot 4 / 601,3 / (0,054 + 0,002) = 808,85 \text{ год.}$$

Добове число регенерації:

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						51
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$m = 24 \cdot n / \tau = 24 \cdot 4 / 808,85 = 0,117.$$

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

$$\sigma^{100}_{\text{NaOH}} = f_a \cdot h_{\text{ш.}} \cdot b \cdot E_{\text{ан.}} / 1000,$$

де b – питома витрата луку, $\text{кг}/\text{м}^3$;

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

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

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

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

$$\sigma^{\text{доб.}}_{\text{NaOH}} = \sigma^{42}_{\text{NaOH}} \cdot m = 1641,25 \cdot 0,117 = 192,41 \text{ кг.}$$

Регенерацію робимо 4%-ним розчином луку ($\rho = 1043 \text{ кг}/\text{м}^3$). 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 $\omega_{\text{рег.}} = 5 \text{ м}/\text{год}$ [7]:

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

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 потоку $\omega_{\text{відм.}} = 10 \text{ м}/\text{год}$:

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

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, $\text{кг}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$;

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						52
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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

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:

$$q_{\text{H}_2\text{O}} = V_{\Sigma \text{H}_2\text{O}} \cdot m / 24 = 146,39 \cdot 0,117 / 24 = 0,715 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Приймаємо до установки 4 аніонітові фільтри II ступіні, шифр ФІПа-II-3,0-6, D = 3000 мм, будівельна висота 4385 мм і один резервний.

6.1.3 Розрахунок Н- катіонітового фільтра другої ступіні

Годинна продуктивність: $Q = 601,3 + 0,715 \approx 602,02 \text{ м}^3/\text{год.}$

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

Визначимо необхідну площу фільтрування, при швидкості фільтрування $\omega = 18 \text{ м/год}$ [7], за формулою:

$$F = Q / \omega,$$

де Q - продуктивність установки, м³/год;

$$F = 602,02 / 18 = 33,45 \text{ м}^2$$

Вибираємо площу стандартного фільтра $f_k = 5,31 \text{ м}^2$, діаметром D = 3 м, $h_{\text{ш.}} = 1,5 \text{ м}$ [7]. Тоді дійсна швидкість фільтрування визначається за формулою:

$$\omega_{\text{ф.}} = Q / f_k / n,$$

де n - кількість постійно працюючих фільтрів;

$$\omega_{\text{ф.}} = 602,02 / 5,31 / 7 = 16,2 \text{ м/год.}$$

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

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

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

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						53
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$Q_{\text{доб.}} = 24 \cdot 602,02 + 24 \cdot 602,02 / 8 = 16254,54 \text{ м}^3/\text{доб.};$$

$\text{Na}^+_{\text{зал.}}$ - залишкова концентрація іонів Na^+ у воді після першої ступіні, мг-екв/дм³; $E_{\text{кат.}}$ - обмінна ємність катіоніту, г-екв/м³;

$$V_{\text{кат.}}^{\text{вол.}} = 16254,54 \cdot 0,15 / 600 = 4,06 \text{ м}^3.$$

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

$$V_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = V_{\text{кат.}}^{\text{вол.}} / K_{\text{кат.}}^{\text{наб.}} = 4,06 / 2,06 = 1,97 \text{ м}^3,$$

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;

$$M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = 1,97 \cdot 0,7 = 1,38 \text{ т};$$

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;

$$\tau = 5,31 \cdot 1,5 \cdot 600 \cdot 7 / 602,02 / 0,15 = 370,45 \text{ год.}$$

Добове число регенерацій визначається за формулою:

$$m = 24 \cdot n / \tau = 24 \cdot 7 / 370,45 = 0,45 \text{ рег/доб.}$$

Витрата 100%-ї H_2SO_4 на регенерацію визначається за формулою:

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

де b - питома витрата H_2SO_4 , кг/м³;

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

Витрата технічної 98,3%-ної кислоти на одну регенерацію ($\rho = 1835,6 \text{ кг/м}^3$) визначається як:

$$\sigma_{\text{кисл}}^{98,3} = 334,53 \cdot 100 / 98,3 = 340,32 \text{ кг} = 0,185 \text{ м}^3.$$

Витрата 4%-ного розчину сульфатної кислоти ($\rho = 1025 \text{ кг/м}^3$) визначається як:

$$\sigma_{\text{кисл}}^4 = \sigma_{\text{кисл}}^{98,3} \cdot 100 / 4 = 340,32 \cdot 100 / 4 = 8508 \text{ кг} = 8,3 \text{ м}^3.$$

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						54
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

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

$$V_{H_2O} = 8,3 - 0,185 = 8,12 \text{ м}^3.$$

Тривалість пропуску регенераційного розчину при швидкості потоку $\omega_{\text{рег.}} = 5 \text{ м/год}$ [7]:

$$t_1 = \sigma_{\text{кисл}}^4 / f_k / \omega_{\text{рег.}} = 8,3/5,31/5 = 0,31 \text{ год.}$$

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, $\text{м}^3/\text{м}^3$;

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

Тривалість відмивання при швидкості відмивочного потоку $\omega_{\text{відм.}} = 10 \text{ м/год}$ 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 $i = 3 \text{ кг}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$, 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:

$$t = t_1 + t_2 + t_3 = 0,31 + 1,35 + 10/60 = 1,83 \text{ год.}$$

Сумарна витрата води на регенерацію визначається за формулою:

$$V = V_{H_2O} + V_{\text{відм}} + V_{\text{розп}} = 8,12 + 71,69 + 9,56 = 89,37 \text{ м}^3.$$

Годинна витрата води на власні нестатки визначається за формулою:

$$q = V \cdot m / 24 = 89,37 \cdot 0,45/24 = 1,68 \text{ м}^3/\text{год.}$$

З цього випливає, що вихідної води повинно надходити на $1,68 \text{ м}^3/\text{год}$ більше для задоволення нестатків Н-катіонітових фільтрів другої ступіні.

$$Q = 602,02 + 1,68 = 603,7 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Приймаємо до установки 7 катіонітових фільтри II ступіні, шифр ФІПа- II-2,6-6, $D = 2600 \text{ мм}$, будівельна висота 4015 мм і один резервний.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						55
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

6.1.4 Розрахунок декарбонізатора

Продуктивність $Q = 603,7 \text{ м}^3/\text{год}$.

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 :

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

Кількість вуглекислоти, що підлягає видаленню в декарбонізаторі:

$$\begin{aligned} G &= Q \cdot (C^{\text{п}}_{\text{CO}_2} - C^{\text{л}}_{\text{CO}_2}) / 1000 = \\ &= 603,7 \cdot (57,2 - 5) / 1000 = 31,45 \text{ кг/год}. \end{aligned}$$

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, $\text{м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{год})$ [8]; $\Delta C_{\text{ср}}$ - середня сила десорбції, кг/м^3 [8];

$$F = 31,5 / 0,4 / 0,015 = 5252,19 \text{ м}^2.$$

Визначимо об'єм насадки при безладному завантаженні кілець:

$$V = F / a = 5252,19 / 204 = 25,74 \text{ м}^3,$$

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, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$;

$$f = 603,7 / 60 = 10,06 \text{ м}^2.$$

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						56
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Висота насадки:

$$h = V / f = 25,74/10,06 = 2,56 \text{ м.}$$

Витрата повітря дорівнює:

$$V_{\text{пов.}} = Q \cdot b,$$

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

$$V_{\text{пов.}} = 603,7 \cdot 25 = 15092,5 \text{ м}^3/\text{год.}$$

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. ;

$$\Delta P = 25 \cdot 2,78 + 40 = 109,5 \text{ мм вод. ст. [8].}$$

6.1.5 Розрахунок аніонітового фільтра першої ступені

Продуктивність установки $603,7 \text{ м}^3/\text{год.}$

Визначимо необхідну площу фільтрування для двох фільтрів, при швидкості фільтрування 10 м/год. за формулою:

$$F = Q / \omega = 603,7 / 10 = 60,37 \text{ м}^2.$$

Приймаємо 2 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:

$$\omega_{\text{д}} = Q / f / n = 603,7/7,07/2 = 42,9 \text{ м/год.}$$

Як завантажений матеріал приймаємо слабкоосновний аніоніт АН- 31.

Його розрахункова обмінна ємність $E_{\text{ан}} = 800 \text{ г-екв/м}^3$.

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

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

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

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						57
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$Q_{\text{доб.}} = 24 \cdot 603,7 + 24 \cdot 603,7 / 9 = 16098,67 \text{ м}^3/\text{доб.};$$

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;

$$V_{\text{ан.}}^{\text{вол.}} = 16098,67 \cdot (16,5 + 1,5) / 800 = 362,22 \text{ м}^3.$$

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

$$V_{\text{ан.}}^{\text{сух.}} = V_{\text{ан.}}^{\text{вол.}} / K_{\text{ан.}}^{\text{наб.}} = 362,22 / 2,32 = 156,13 \text{ м}^3,$$

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;

$$M_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = 156,13 \cdot 0,72 = 112,41 \text{ т};$$

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;

$$\tau = 7,07 \cdot 2,5 \cdot 800 \cdot 9 / 603,7 / (16,5 + 1,5) = 11,71 \text{ год.}$$

Добове число регенерації визначаємо як:

$$m = 24 \cdot 9 / 11,71 = 18,45 \text{ рег./доб.}$$

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

$$\sigma_{\text{NaOH}}^{100} = f_a \cdot h_{\text{ш.}} \cdot b \cdot E_{\text{ан.}} / 1000 = 7,07 \cdot 2,5 \cdot 70 \cdot 800 / 1000 = 989,8 \text{ кг.}$$

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

$$\sigma_{\text{NaOH}}^{42} = \sigma_{\text{NaOH}}^{100} \cdot 100 / 42 = 989,8 \cdot 100 / 42 = 2356,67 \text{ кг} = 0,16 \text{ м}^3.$$

Добова витрата 42%-ного гідроксиду натрію визначаємо за формулою:

$$\sigma_{\text{NaOH}}^{\text{доб.}} = \sigma_{\text{NaOH}}^{42} \cdot m = 2356,67 \cdot 18,45 = 43480,5 \text{ кг.}$$

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

$$\sigma_{\text{NaOH}}^4 = \sigma_{\text{NaOH}}^{42} \cdot 100 / 4 = 2356,67 \cdot 100 / 4 = 58916,67 \text{ кг} = 56,49 \text{ м}^3.$$

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						58
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Кількість води на приготування регенераційного розчину визначається як:

$$V_{H_2O} = 56,49 - 0,16 = 56,33 \text{ м}^3.$$

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

$$t_1 = \sigma_{NaOH}^4 / f_a / \omega = 56,49 / 7,07 / 5 = 1,6 \text{ год.}$$

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 $i=3 \text{ дм}^3/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$, 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:

$$t = t_1 + t_2 + t_3 = 1,6 + 2 + 10/60 = 3,77 \text{ год.}$$

Сумарна витрата води на власні нестатки визначається за формулою:

$$V_{\Sigma} = V_{H_2O} + V_{\text{відм.}} + V_{\text{розп.}} = 56,33 + 141,4 + 12,73 = 210,46 \text{ м}^3.$$

Годинна витрата води на власні потреби визначається як:

$$q_{H_2O} = 210,46 \cdot 18,45 / 24 = 161,79 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Приймаємо до установки 9 аніонітових фільтрів I ступіні, шифр ФІПа I-3,0-6, D = 3000 мм, будівельна висота 5470 мм і один резервний.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						59
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

6.1.6 Розрахунок Н-катіонітового фільтра першої ступіні

Продуктивність $Q = 603,7 + 161,79 = 765,5 \text{ м}^3/\text{год.}$

Необхідна площа фільтрування при швидкості фільтрування 10 м/год визначається за формулою:

$$F = Q / \omega ,$$

$$F = 765,5/10 = 76,55 \text{ м}^2.$$

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

Тоді дійсна швидкість фільтрування визначається за формулою:

$$\omega_d = Q / f / n = 765,5/7,07/11 = 9,84 \text{ м/год.}$$

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;

$$Q_{\text{доб.}} = 24 \cdot 765,5 + 24 \cdot 765,5/12 = 19903 \text{ м}^3/\text{доб.};$$

Na^+ , Ca^{2+} і Mg^{2+} - концентрація іонів Na^+ , Ca^{2+} і Mg^{2+} у воді, мг-екв/дм³; $E_{\text{кат.}}$ - обмінна ємність катіоніту, г-екв/м³;

$$V_{\text{кат.}}^{\text{вол.}} = 19903 \cdot (0,4 + 10,12 + 1,105) / 600 = 385,62 \text{ м}^3.$$

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

$$V_{\text{кат.}}^{\text{сух.}} = V_{\text{кат.}}^{\text{вол.}} / K^{\text{наб.}}_{\text{кат.}} = 385,62/2,06 = 187,19 \text{ м}^3,$$

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

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

$$M^{\text{сух.}}_{\text{кат.}} = V^{\text{сух.}}_{\text{кат.}} \cdot \rho^{\text{сух.}}_{\text{кат.}},$$

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

$$M^{\text{сух.}}_{\text{кат.}} = 187,19 \cdot 0,7 = 131,03 \text{ т};$$

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;

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						60
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\tau = 7,07 \cdot 2,5 \cdot 600 \cdot 11 / 765,5 / (1,105 + 0,4 + 10,12) = 13,11 \text{ год.}$$

Добове число регенерації визначається за формулою:

$$m = 24 \cdot n / \tau = 24 \cdot 11 / 13,11 = 20,14 \text{ рег./доб.}$$

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

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

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

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

Для приготування регенераційного розчину використовується 98,3%-на сульфатна кислота ($\rho = 1835,6 \text{ кг/м}^3$). Її витрата на одну регенерацію розраховується за формулою:

$$\sigma_{\text{кисл}}^{98,3} = 742,35 \cdot 100 / 98,3 = 755,19 \text{ кг} = 0,41 \text{ м}^3.$$

Добова витрата 98,3%-ної сульфатна кислоти визначаємо за формулою:

$$\sigma_{\text{кисл}}^{\text{доб.}} = \sigma_{\text{кисл}}^{98,3} \cdot m = 755,19 \cdot 20,14 = 15209,49 \text{ кг.}$$

Регенерацію першої ступіні Н-катіонітового фільтра здійснюємо 4%-ним розчином сульфатної кислоти ($\rho = 1025 \text{ кг/м}^3$). Його кількість визначаємо як:

$$\sigma_{\text{кисл}}^4 = 755,19 \cdot 100 / 4 = 18879,7 \text{ кг} = 18,42 \text{ м}^3.$$

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

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 18,42 - 0,41 = 18,01 \text{ м}^3.$$

Тривалість пропуску регенераційного розчину при швидкості потоку $\omega_{\text{рег.}} = 5 \text{ м/год}$ [7] визначається за формулою:

$$t_1 = \sigma_{\text{кисл}}^4 / f_{\text{к.}} / \omega_{\text{рег.}} = 18,01 / 7,07 / 5 = 0,61 \text{ год.}$$

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

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						61
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$\omega_{\text{відм.}} = 5 \text{ м/год}$ 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 $i = 3 \text{ кг/(с·м}^2\text{)}$, 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:

$$t = t_1 + t_2 + t_3 = 0,61 + 4,5 + 10/60 = 5,28 \text{ год.}$$

Сумарну витрату води на регенерацію визначаємо за формулою:

$$V\Sigma = V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{відм}} + V_{\text{розп}} = 18,01 + 159,08 + 12,73 = 189,82 \text{ м}^3.$$

Годинна витрата води на власні нестатки визначається за формулою:

$$q_{\text{H}_2\text{O}} = V\Sigma \cdot m / 24 = 189,82 \cdot 20,14 / 24 = 159,29 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Для задоволення власних нестатків установки вихідної води необхідно:

$$765,5 + 159,29 = 924,79 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Це складе:

$$924,79 \cdot 24 \cdot 365 = 8101160,4 \text{ м}^3/\text{рік.}$$

Приймаємо до установки 11 катіонітових фільтрів I ступіні, шифр ФІПа І-3,0-6, D = 3000 мм, будівельна висота 5470 мм і один резервний.

6.2 Розрахунок та вибір допоміжного технологічного обладнання

Бак сульфатної кислоти

Необхідна ємність для збереження 98,3%-ної сульфатної кислоти становить:

$$V_{\text{к}}^{\text{доб}} = \Sigma(V_{\text{кі}}^{98,3} \cdot m_i) / \rho,$$

де $V_{\text{кі}}^{98,3}$ - витрата кислоти для кожної ступіні на одну регенерацію, м^3 ; m_i - добове число регенерацій для кожної ступіні; ρ - густина 98,3%-ного розчину кислоти, $\text{м}^3/\text{кг}$;

$$V_{\text{кі}}^{\text{доб}} = (136,05 \cdot 0,226 + 340,32 \cdot 0,45 + 755,19 \cdot 20,14) / 1835,6 = 8,4 \text{ м}^3$$

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						62
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Ємність баку для добового запасу кислоти з урахуванням коефіцієнта запасу:

$$V_k = 1,3 \cdot V_{k1}^{\text{доб}} = 1,3 \cdot 8,4 = 11 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки бак сульфатної кислоти $V = 11 \text{ м}^3$.

Місячний запас кислоти:

$$V_{\text{міс}} = V_k \cdot 30 = 330 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки бак для зберігання кислоти об'ємом 350 м^3 .

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

$$V_k^{\text{доб}} \cdot 100/4 = 210 \text{ м}^3$$

Встановлюємо бак для 4%-ного розчину кислоти об'ємом 250 м^3 .

Бак гідроксиду натрію

Необхідна ємність для збереження 42%-ного гідроксида натрію 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, $\text{кг}/\text{м}^3$;

$$V_{\text{л}}^{\text{доб}} = (2356,67 \cdot 18,45 + 1641,25 \cdot 0,117 + 492,79 \cdot 0,226) / 1449 = 30,22 \text{ м}^3$$

Ємність мірника для добового запасу лугу з урахуванням коефіцієнта запасу:

$$V_{\text{л}} = 1,3 \cdot V_{\text{лі}}^{\text{доб}} = 1,3 \cdot 30,22 = 39,28 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки бак гідроксиду натрію $V = 45 \text{ м}^3$.

Місячний запас лугу :

$$V_{\text{міс}} = V_{\text{л}} \cdot 30 = 1178,45 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки бак зберігання лугу об'ємом 1200 м^3 .

Необхідна ємність для зберігання 4%-ного гідроксиду натрію становить:

$$V_{\text{л}}^{\text{доб}} \cdot 100/4 = 755,5 \text{ м}^3.$$

Встановлюємо бак для 4%-ного розчину лугу об'ємом 800 м^3 .

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						63
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Бак кислих регенераційних вод

Кислі регенераційні води з усіх ступіней збираємо в один бак, об'єм якого визначаємо за формулою:

$$V_{\text{кисл}} = 1,3 \cdot \sum V_{\text{кисл.}} = 1,3 \cdot (3,318 + 8,3 + 18,42) = 39,05 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки бак кислих регенераційних вод об'ємом 50 м³.

Бак лужних регенераційних вод

Лужні регенераційні води збираємо в один бак, об'єм якого визначаємо за формулою:

$$V_{\text{луж.}} = 1,3 \cdot \sum V_{\text{луж.і}} = 1,3 \cdot (11,81 + 39,34 + 56,49) = 139,9 \text{ м}^3.$$

Приймаємо до установки бак лужних регенераційних вод об'ємом 175 м³.

Насос проясненої води

Насос повинен подати 600 м³/год води на знесолюючу установку. Напір насоса проясненої води повинний бути більше розрахованих втрат напору в тракці, 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 Х280/42, Q = 280 м³/год, Н = 42 м вод. ст. з електродвигуном АО2-92-4 потужністю 100 кВт.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						64
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Насос знесоленої води

Насос повинен забезпечити подачу $175 \text{ м}^3/\text{год}$ знесоленої 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 X280/42, $Q=280 \text{ м}^3/\text{год}$, $H=42 \text{ м вод. ст.}$ з електродвигуном АО2-92-4 потужністю 100 кВт .

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						65
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

7 АВТОМАТИЧНЕ РЕГУЛЮВАННЯ ТА КОНТРОЛЬ ВІДДІЛУ ГЛИБОКОГО ЗНЕСОЛЕННЯ ВОДИ

Щоб теплові електростанції працювали надійно й економічно, необхідно правильно організувати водний режим. Для цього слід запобігати утворенню відкладень на стінках поверхонь та їх корозії.

Природна вода містить механічні домішки, різні розчинені солі та гази, тому, потрапляючи у теплову мережу розчинені речовини, що містяться у воді, утворюють накип і шлам, а розчинені корозійно-активні гази (кисень і вуглекислий газ) викликають корозію стінок обладнання.

Особливо високі вимоги ставлять до якості води, яка використовується для виготовлення пару для котельні. Запобігти утворенню накипу можна, лише видаливши розчинені у воді солі.

Наявні в воді домішки утворюють відкладення в арматурі трубопроводів. Це призводить до нещільності арматури, зниження економічності і потужності всієї підживлювальної мережі.

В даному дипломному проекті було розроблено схему установки глибокого знесолення води, яка більш детально представлена у пункті 4 «Описання технологічної схеми виробництва»

Вода з турбінного відділення за допомогою насосів поступає на стадію освітлення води. Після чого освітлена вода подається на ряд механічних фільтрів для утримання завислих домішок, що проскочили з освітлювача. Після механічних фільтрів вода направляється на Н-катіонітові фільтри першого та другого ступеня, що підключені послідовно.

Після стадії іонного обміну вода направляється на дегазатор, де вивільнюється карбонатна кислота.

Наступною стадією очищення води для потреб котельні є аніонові фільтри першого та другого ступеню, що також підключені послідовно. завершальним етапом підготовки попередньо очищеної води є фільтри змішаної дії, які вже практично повністю знесолюють воду.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						66
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Отже, пройшовши всі стадії вода глибоко знесолюється і стає придатною для подання у котли.

7.1 Аналіз технологічного процесу як об'єкта автоматизації та обґрунтування задач автоматизації

На підставі аналізу технологічного процесу підготовки очищеної води постають наступні задачі автоматизації:

- контроль рівня води у баку для збирання вихідної води;
- контроль і регулювання витрати вапняного молока та коагулянту в освітлювач;
- контроль рівня води в освітлювачі;
- контроль рівня води у баку для збирання освітленої води;
- контроль зміни перепадів тиску на фільтрах - як механічних, так і на іонообмінних;
- контроль рівня води на фільтрах;
- контроль рівня кислоти у баку з розчином кислоти та лугу;
- контроль рН у баку з розчином кислоти та лугу;
- контроль концентрації вугільної кислоти після Н-катіонітових фільтрів;
- контроль та регулювання тиску у трубопроводах після насосів для подачі води на фільтри;
- контроль та регулювання витрати розчинів кислоти та лугу;
- контроль та регулювання тиску у трубопроводах перед подачею води до дегазатору;
- контроль рівня води у баку очищеної води.

Параметри регулювання та контролю відділення очищення води наведено у таблиці 7.1 [9].

Таблиця 7.1 — Параметри регулювання та контролю виробництва

№	Найменування стадії процесу (технологічний об'єкт), місце заміру параметра	Найменування параметра, що вимірюється або регулюється	Норми технологічного режиму та допустимі відхилення	Вимоги до рівня автоматизації (контроль, регулювання, сигналізація)
1	2	3	4	5
1	Бак вихідної води	Рівень	3 м	Контроль, сигналізація
2	Мішалка з вапном	Рівень	1,5 м	Контроль, сигналізація
3	Насос-дозатор вапна	Витрата	0,7 мг-екв/дм ³	Контроль, регулювання
4	Мішалка з коагулянтном	Рівень	1,5 м	Контроль
5	Насос-дозатор коагулянту	Витрата	0,7 мг-екв/дм ³	Контроль, регулювання
6	Освітлювач	Рівень	2,3 м	Контроль
7	Бак освітленої води	Рівень	3 м	Контроль
8	Трубопровід 1о	Тиск	до 0,6 МПа	Контроль, регулювання
9	Механічний фільтр	Перепад тиску	0,3...0,35 МПа	Контроль
10	Механічний фільтр	Рівень	1,05 м	Контроль
11	Трубопровід 1м	Тиск	до 0,6 МПа	Контроль, регулювання
12	Н-катионовий фільтр I ст.	Перепад тиску	0,3...0,35 МПа	Контроль
13	Н-катионовий фільтр I ст.	Рівень	3 м	Контроль
14	Н-катионовий фільтр I ст.	Перепад тиску	0,3...0,35 МПа	Контроль, сигналізація
15	Н-катионовий фільтр I ст.	Рівень	1,8 м	Контроль
16	Проміжний бак кислоти	Рівень	3 м	Контроль, сигналізація
17	Проміжний бак кислоти	pH	4	Контроль
18	Трубопровід 12	Витрата	18,24 м ³ /год; 8,3 м ³ /год; 3,23 м ³ /год	Контроль, регулювання

Продовження таблиці 7.1

1	2	3	4	5
19	Трубопровід 1к	Концентрація H_2CO_3	1...1,5 мг-екв/ дм ³	Контроль
20	Трубопровід 1к	Тиск	0,15...0,3 МПа	Контроль, регулювання
21	Трубопровід 3	Тиск	0,15...0,3 МПа	Контроль, регулювання
22	Трубопровід 1г	Тиск	до 0,6 МПа	Контроль, регулювання
23	Аніонітовий фільтр I ст.	Перепад тиску	0,45...0,5 МПа	Контроль
24	Аніонітовий фільтр I ст.	Рівень	3 м	Контроль
25	Аніонітовий фільтр II ст.	Перепад тиску	0,45...0,5 МПа	Контроль
26	Аніонітовий фільтр II ст.	Рівень	1,8 м	Контроль
27	Трубопровід 1а	Тиск	до 0,6 МПа	Контроль, регулювання
28	Фільтр змішаної дії	Рівень	1,44 м	Контроль
29	Фільтр змішаної дії	Тиск	0,45...0,5 МПа	Контроль
30	Проміжний бак лугу	Рівень	3 м	Контроль
31	Проміжний бак лугу	pH	4	Контроль
32	Трубопровід 13	Витрата	56,49 дм ³ /год; 39,34 дм ³ /год; 11,81 дм ³ /год	Контроль, регулювання
33	Баки з відпрацьованими регенераційними розчинами	Рівень	3 м	Контроль
34	Бак очищеної води	Рівень	3 м	Контроль

7.2 Опис розробленої схеми автоматизації схеми відділення глибокого знесолення води

Для нормальної роботи усього технологічного устаткування, мінімізації можливих людських помилок, стабілізації, контролю та реєстрації технологічних параметрів розроблено схему автоматизації.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						69
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Для контролю рівня у баках вихідної води з відпрацьованими регенераційними розчинами та у баках очищеної води застосовано відповідно контури 1, 21, 31, 42, 43, які складаються з первинних перетворювачів рівня (позиції 1-1; 21-1, 31-1, 43-1; 42-1), проміжних перетворювачів (позиції 1-2; 21-2, 31-2, 43-2; 42-2) та приладів вторинних показувальних, реєструвальних із вбудованими пристроями сигналізації (позиції 1-3; 21-3, 31-3, 43-3; 42-3).

Для контролю та регулювання витрати вапна та коагулянту застосовано відповідно контури 2, 5, які складаються з первинних перетворювачів витрати (позиції 2-1, 5-1), проміжних перетворювачів (позиції 2-2, 5-2), приладів вторинних показувальних, реєструвальних (позиції 2-3, 5-3), регулювальних блоків (позиції 2-4, 5-4), пускачів магнітних безконтактних реверсивних (МП2, МП3), виконавчих механізмів (позиції 2-5, 5-5).

Для контролю та регулювання зміни тиску в фільтрах розроблено відповідно контури 9, 12, 15, 29, 33, 37. Вони складаються з вимірювальних перетворювачів різниці тисків (позиції 9-1, 12-1, 15-1, 29-1, 33-1, 37-1), вторинних показувальних та реєструвальних приладів з вбудованими пристроями сигналізації (позиції 9-2, 12-2, 15-2, 29-2, 33-2, 37-2).

Контури 19, 26 та 40 застосовують для контролю рівня розчинів кислоти та лугу в проміжних баках кислоти та лугу, що складаються з первинних перетворювачів рівнеміра (позиції 19-1, 26-1, 40-1), приладів вторинних пневматичних показувальних та реєструвальних (позиції 19-2, 26-2, 40-2).

Для контролю та регулювання витрати розчину кислоти та лугу розроблено відповідно контури 17, 20, 39; 28, 35, 46, які складаються з первинних перетворювачів витрати (позиції 17-1, 20-1, 39-1; 28-1, 35-1, 46-1), проміжних перетворювачів (позиції 17-2, 20-2, 39-2; 28-2, 35-2, 46-2), приладів вторинних показувальних, реєструвальних (позиції 17-3, 20-3, 39-3; 28-3, 35-3, 46-3), регулювальних блоків (позиції 17-4, 20-4, 39-4; 28-4, 35-4, 46-4), пускачів магнітних безконтактних реверсивних (МП10, МП11, МП18, МП21, МП24, МР29), виконавчих механізмів (позиції 17-5, 20-5, 39-5; 28-5, 35-5, 46-5).

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						70
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Для контролю та реєстрування рН розчинів кислоти та лугів застосовано контури 18, 41; 27. Вони складаються з таких ТЗА: первинних вимірювальних перетворювачів (позиції 18-1, 41-1; 27-1), перетворювачів високоомних (позиції 18-2, 41-2; 27-2), показувальних та реєструвальних приладів (позиції 18-2, 41-2; 27-2).

Для контролю концентрації вугільної кислоти після Н-катіонітового фільтру застосовано контур 24. Він складається з первинного перетворювача (позиція 24-1), проміжного вимірювального перетворювача (позиція 24-2), електронного показувального та реєструвального приладу (позиція 24-3).

Для контролю та регулювання тиску в трубопроводах перед фільтрами застосовано контури 8, 11, 14, 25, 32, 36, 44, 45 які складаються з первинних вимірювальних перетворювачів (позиції 8-1, 11-1, 14-1, 25-1, 32-1, 36-1, 44-1, 45-1), вторинних перетворювачів (позиції 18-2, 11-2, 14-2, 25-2, 32-2, 36-2, 44-2, 45-2), показувальних та реєструвальних приладів (позиції 18-3, 11-3, 14-3, 25-3, 32-3, 36-3, 44-3, 45-3), регулювальних блоків (позиції 18-4, 11-4, 14-4, 25-4, 32-4, 36-4, 44-4, 45-4), пускачів магнітних безконтактних реверсивних (МП5, МП7, МП9, МП17, МП20, МП23, МП26, МП28), виконавчих механізмів (позиції 18-5, 11-5, 14-5, 25-5, 32-5, 36-5, 44-5, 45-5).

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						71
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

8 ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНІ РОЗРАХУНКИ ВІДДІЛЕННЯ ГЛИБОКОГО ЗНЕСОЛЕННЯ ВОДИ

Сьогодні є досить актуальним питання очищення води чи то для господарських потреб, чи з точки зору екології. Завданням даного дипломного проєкту є реконструкція відділення очищення води для котельного відділу.

Теплові електростанції не тільки виробляють електроенергію, але і є джерелом теплової енергії в централізованих системах тепlopостачання у вигляді пари та гарячої води, у тому числі і за для забезпечення гарячого водопостачання та опалення жилих будівель та промислових об'єктів.

З промислової точки зору, тепла електростанція являється домінуючим електрогенеруючим підприємством у вітчизняній та закордонній енергетиці. На долю теплових електростанцій відходить біля 70% електрогенеруючих встановлених потужностей в Україні, а з урахуванням атомних електростанцій, де так само реалізуються паротурбінні технології, встановлена потужність становить приблизно 90%. Але велика частина сучасних електростанцій у даний час потребує модернізації технології.

Потреба у процесі підготовки води на теплоелектроцентралі однозначна, попереднє очищення забезпечить довготривалу роботу апаратури, а саме: зменшить корозійний вплив, утворення накипу, покращить бактеріальний стан тощо. Раціонально організована вода підготовка економить паливо і продовжує термін служби устаткування. Якісний теплоносій дозволяє істотно продовжити термін служби теплоенергетичного обладнання до капітального ремонту. Необхідно сказати, що один міліметр накипу на теплообмінних поверхнях – це 10% перевитрати палива.

Завданням розділу є розрахунок собівартості кінцевої очищеної води.

					<i>ДП ХН 1108 1440 ПЗ</i>	Арк.
						72
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

8.1 Теоретичні основи розрахунку собівартості відділення глибокого знесолення води

Актуальність дослідження полягає у тому одне із провідних місць у системі показників, що характеризують ефективність виробництва, належить собівартості продукції. У ній як у синтетичному показнику відбиваються всі сторони виробничої й фінансово-господарської діяльності підприємства: рівень використання матеріальних, трудових і фінансових ресурсів, якість роботи окремих працівників і керівництва в цілому.

Собівартість продукції (робіт, послуг) являє собою вартісну оцінку використаних у процесі виробництва природних ресурсів, сировини, матеріалів, палива, енергії, основних фондів, трудових ресурсів, а також інших витрат на її виробництво. Вона характеризує ефективність усього процесу виробництва на підприємстві, оскільки в ній відображаються рівень організації виробничого процесу, технічний рівень, продуктивність праці та ін. Чим краще працює підприємство, ефективніше використовує виробничі ресурси, тим нижча собівартість продукції (робіт, послуг) [10, 11].

Собівартість як економічна категорія, притаманна товарно-грошовим відносинам. Вона виникає тоді, коли всі витрати виробництва стали набирати вартісної форми, тобто коли виникла необхідність підрахувати, скільки коштує виробництво товару і з якою вигодою або збитком він реалізований.

Собівартість продукції являє собою грошовий вираз витрат на виробництво та реалізацію продукції. Це комплексний економічний показник, який об'єднує в собі витрати уречевленої праці, тобто витрати на спожиті засоби виробництва, й витрати живої праці, тобто витрати на заробітну плату робітників підприємств, а також частину чистого прибутку суспільства, яка призначена на соціальне страхування, підтримку потерпілих від Чорнобильської аварії, утримання пенсіонерів, безробітних та медичне страхування.

При обчисленні собівартості важливе значення має склад витрат, які до неї входять. Собівартість повинна включати до свого складу витрати необхідної праці, тобто витрати, що забезпечують процес відтворення всіх факторів виробництва (предметів і засобів праці, робочої сили і природних ресурсів), і не включати витрат додаткової праці, що відшкодовуються за рахунок прибутку. Класифікація витрат за способом впливу на собівартість продукції зображена на рисунку 8.1.

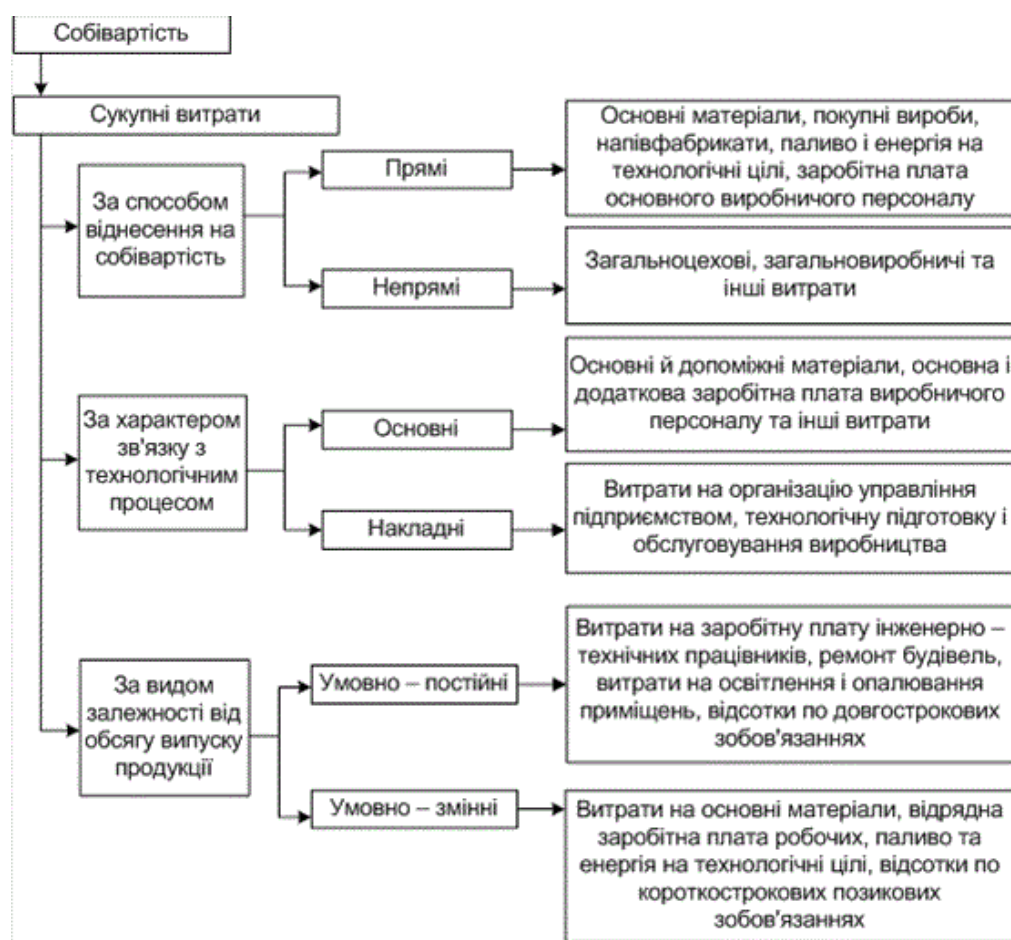


Рисунок 8.1 – Класифікація витрат за способом впливу на собівартість продукції

Технологічна собівартість включає витрати, пов'язані з технологічним процесом виготовлення продукції. Цехова собівартість охоплює витрати цехів

Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

на виготовлення продукції. Виробнича собівартість — це витрати підприємства, пов'язані з процесом виробництва продукції. Фактично виробнича собівартість збігається з цеховою собівартістю.

За тривалістю розрахункового періоду розрізняють собівартість місячну, квартальну, річну, а також індивідуальну собівартість і середньогалузеву. Індивідуальна собівартість відбиває витрати на виготовлення продукції в умовах окремого конкретного підприємства, середньогалузева — відображає витрати на виготовлення однотипної продукції в середньому по галузі.

Слід розрізняти собівартість продукції (робіт, послуг) і кошторис виробництва. Кошторис виробництва — це витрати підприємства, пов'язані з його основною діяльністю за певний період незалежно від того, відносяться вони на собівартість чи ні. Таким чином, кошторис виробництва і собівартість загального випуску продукції не збігаються.

Витрати, що входять до кошторису виробництва, класифікуються за економічними елементами:

1. матеріальні витрати;
2. витрати на оплату праці;
3. відрахування на соціальні заходи;
4. амортизація основних фондів і матеріальних активів;
5. інші витрати, пов'язані з основною діяльністю.

Собівартість продукції визначається розрахунково-аналітичним методом. Розрахунковим шляхом установлюють витрати матеріалів, купівельних напівфабрикатів, комплектуючих виробів, суму амортизаційних відрахувань і величину ремонтного фонду.

На початку розрахунку собівартості продукції розраховують основні фонди підприємства. У даному випадку до основних фондів будуть відноситись: земельна територія відділення, будівля відділення, техніка та обладнання тощо.

Розрахувавши суму основних засобів, розраховують норму амортизації та амортизаційні відрахування [11]:

					<i>ДП ХН 1108 1440 ПЗ</i>	Арк.
						75
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$H_a = 1 / T_{\text{експ}} \cdot 100\% , \quad (8.1)$$

де $T_{\text{експ}}$ – час експлуатації основних засобів.

Виходячи з формули (9.1) амортизація буде складати:

$$A = O_z \cdot H_a / 100 . \quad (8.2)$$

Далі для розрахунку собівартості розраховують оборотні засоби, до яких входять електроенергія, сировина та матеріали, та фонд оплати праці. Складають таблицю-кошторис витрат на виробництво. У таблиці зазначаються «Витрати», де вносять все оборотні засоби, та їх кількісна характеристика у гривнях за рік.

Враховуючи, що тарифи на електроенергію ділять на витрати у денний час та нічний, то витрати на електроенергію будуть розраховуватися за формулою:

$$B_{\text{ел.ен.}} = (365 \cdot 24 / 2) \cdot N \cdot \text{Тр}_\text{н} + (365 \cdot 24 / 2) \cdot N \cdot \text{Тр}_\text{д} , \quad (8.3)$$

де N – середня витрата потужності цеху за годину; $\text{Тр}_\text{н}$, $\text{Тр}_\text{д}$ – тарифна сплата за користування електроенергією у денний чи нічний час.

Розраховують фонд оплати праці, як сума всіх заробітних виплат у році, та витрати на сировину і матеріали.

На основі цих розрахунків розраховують річну собівартість продукції за формулою:

$$C = \text{Обз} + A . \quad (8.4)$$

Тоді собівартість одиниці продукції буде складати:

$$C_{\text{од.пр}} = C / K_{\text{пр}} . \quad (8.5)$$

На підставі описаних вище розрахунків обчислюємо собівартість води після очищення.

8.2 Економічні розрахунки собівартості підготовки знесоленої води

Розрахунок витрат – базується на нормах витрат, встановлених галузевими нормативами, стандартами та технологічними регламентами підприємств, обраним технологічним рішенням, а саме регламентом теплової електростанції.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						76
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Виходячи з того, що продуктивність цеху задано 600 т/год, продуктивність за рік складатиме 5256000 т/рік. Для забезпечення необхідної продуктивності цеху, з урахуванням запасного обладнання, потрібна певна кількість одиниць обладнання, що наведена в таблиці 8.1.

У таблиці 8.1 наведена вартість основних фондів, до яких входять затрати на обладнання та приміщення, з суми яких вираховуємо амортизаційні відрахування.

Таблиця 8.1 – Вартість основних засобів відділення підготовки попередньо очищеної води

Основні фонди	Кількість одиниць	Вартість, грн.
1	2	3
Фільтри Н-катионітові	19	1140 000
Бак для пом'якшеної води	3	75 000
Проміжні баки кислоти на луку	6	180 000
Цистерна концентрованої кислоти	2	80 000
Цистерна луку	1	40 000
Насоси	12	120 000
Труби		80 000
Механічні фільтри	9	522 000
Аніонітові фільтри	10	900 000
Фільтри змішаної дії	3	210 000
Освітлювач	2	4 000 000
Механічні мішалки	4	160 000
Дегазатор	3	210 000
Баки вихідної води	3	120 000
Баки знесоленої води	3	120 000

Продовження таблиці 8.1

1	2	3
Баки освітленої води	4	160 000
Баки відпрацьованих регенерованих розчинів	8	320 000
Вапняне господарство та коагулянту		1 500 000
Площа відділення		2 000 000

Виходячи з даних, вказаних у таблиці 8.1 вартість основних засобів відділення попередньо очищеної води становить:

$$O_z = 11\,937\,000 \text{ грн}$$

Час експлуатації ресурсів 5 років, норму амортизації рахуємо за формулою 8.1:

$$H_a = 1 / 5 \cdot 100\% = 20\%$$

Тоді амортизаційні виплати становлять 20% від вартості основних фондів:

$$A = 11089 \cdot 20 / 100 = 2\,384\,400 \text{ грн/рік}$$

Підприємство працює цілодобово та без вихідних і споживає у середньому 2000 кВт за годину, оскільки потужність більше 30 кВт/год маємо другий клас напруги.

Ціна 1кВт=145,37 копійок – денний час; в нічний час: 1кВт=38,76 копійок

За формулою 8.3 розраховуємо річну витрату відділення на електроенергію:

$$V_{\text{ел.ен}} = (365 \cdot 24 / 2) \cdot 1,4537 \cdot 2000 + (365 \cdot 24 / 2) \cdot 0,3876 \cdot 2000 = 12\,158\,283,4 \text{ грн.}$$

Враховуючи 20% ПДВ виходить 14 589 940,1 грн.

У таблиці 8.2 перерахований персонал, що працює у відділі та їх заробітна плата в місяць. Чисельність персоналу за списком складає 20 осіб.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						78
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 8.2 – Заробітна плата персоналу (за списком) відділення підготовки попередньо очищеної води

Посада	Кількість	ЗП, грн.
Завідувач цеху	1	10000
Головний технолог	1	8000
Технологи зміни	3	15000
Робітники стадії очищення	9	27000
Прибиральниця	3	7500
Охоронці	3	9000

Сума всіх нарахувань на заробітну плату складає фонд оплати праці:

$$\text{ФОП} = 76\,500 \cdot 12 \cdot 1,37 = 1\,257\,660 \text{ грн/рік}$$

де 1,37 – це єдиний соціальний внесок в Україні.

У таблиці 8.3 викладено витрати на сировину та допоміжні матеріали в рік.

Така кількість сировини та допоміжних матеріалів обумовлена виробничою необхідністю з урахуванням можливих додаткових витрат.

Таблиця 8.3 – Витрати на сировину та реагенти

Назва	Кількість, м ³ (кг)/рік	Вартість, грн/рік
Вихідна вода	5 256 000	2 628 000
Гідроксид натрію	16 000	10 790 000
Сульфатна кислота	3 061	35 915 000
Тринатрійфосфат	40	48 000

Всього в рік витрачається на сировину та реагенти 49 381 000 грн/рік.

На основі вищеперерахованого складаємо таблицю оборотних засобів (таблиця 8.4), де вносимо витрати на електроенергію, сировину та реагенти, фонд оплати праці.

Таблиця 8.4 – Оборотні засоби відділення знесолення води

Назва витрат	грн/рік
Електроенергія	14 589 940,1
Фонд оплати праці	1 257 660
Сировина та реагенти	49 381 000
Сума	65 228 600,1

Виходячи з проведених розрахунків, обчислюємо річну собівартість продукції за формулою 8.4:

$$C = 65\,228\,600,1 + 2\,384\,400 = 67\,613\,000,1 \text{ грн,}$$

Отже, собівартість одного м³ очищеної води становить:

$$C_{\text{одн}} = 67\,613\,000,1 / 5\,256\,000 = 12,86 \text{ грн/м}^3.$$

Встановлена державою ціна за 1 м³ води становить 7,464 грн.

За один виробничий цикл очищається 1200 м³.

$$\Pi = 7,464 \cdot 28\,800 \cdot 365 = 78\,461\,568 \text{ грн/рік.}$$

Прибуток:

$$\Pi = \Pi - C = 78\,461\,568 - 67\,613\,000,1 = 10\,848\,567,9 \text{ грн/рік.}$$

Капіталовкладення:

$$K = \text{ОФ} + \text{ОБЗ} = 11\,937\,000 + 65\,228\,600,1 = 77\,165\,600,1 \text{ грн.}$$

Коефіцієнт економічної ефективності:

$$E = \frac{\Pi}{K} = \frac{10\,848\,567,9}{77\,165\,600,1} = 0,14.$$

Термін повернення капіталу:

$$T_{\text{пов}} = \frac{1}{E} = \frac{1}{0,14} = 7,1 \text{ р.}$$

Фондовіддача:

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						80
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\Phi B = \frac{B}{OF} = \frac{10\,512\,000}{11\,937\,000} = 0,9.$$

Фондоємність:

$$\Phi \epsilon = \frac{1}{\Phi B} = \frac{1}{0,9} = 1,1.$$

Таблиця 8.5 – Зведена таблиця техніко-економічних показників

Показник	Значення
Річний випуск продукції, м ³	10 512 000
Чисельність персоналу за списком, чол	Ч _{сп} = 20
Капіталовкладення, грн	77 165 600,1
Загальна собівартість продукції, грн/рік	67 613 000,1
Відносний прибуток, грн/рік	10 848 567,9
Термін повернення капіталовкладень, років	7,1
Коефіцієнт економічної ефективності	0,14
Фондовіддача, грн/грн	0,9
Основні фонди, грн	11 937 000
Оборотні засоби, грн	65 228 600,1
Фондоємність, грн/грн	1,1

Висновок: У даному розділі була розрахована собівартість знесоленої води, вона склала 12,86 грн/м³ при середньорічній собівартості 67 613 000,1 грн.

9 ЕКОЛОГІЧНА БЕЗПЕКА ВІДДІЛЕННЯ ГЛИБОКОГО ЗНЕСОЛЕННЯ ВОДИ

У технологічному процесі знесолення води не теплової електростанції, як і будь-який виробничий процес, супроводжується утворенням відходів. Метою даного розділу є визначити та класифікувати відходи, розрахувати їх кількість та навести можливі варіанти екологізації виробництва.

У даному проекті наведено схему очищення води для подальшого її подачі на парові котли. Для використання поверхневих вод треба ретельно продумати етапи її очищення так як вихідна вода без попередньої обробки призводить до відкладення накипу та викликати корозію внутрішньої поверхні теплообмінного устаткування. Враховуючи проблеми утворення накипу необхідно дотримуватись вимог щодо допустимої твердості води, яка становить: для водогрійних котлів – 50 мкмоль/дм³, для парових – 20 мкмоль/дм³ [12]. Тобто важливим завданням є забезпечення підготовки теплоносія високої якості.

9.1 Аналіз джерел та розрахунок кількості відходів, що утворюються у відділенні глибокого знесолення води

Незважаючи на високу ефективність знесолення води шляхом іонного обміну, недоліками методу є утворення великої кількості рідких відходів – стічних вод після промивання, розпушування та регенерації іонітів; наявність твердих відходів, утворення яких пов'язано з коротким терміном експлуатації вітчизняних іонітів (5 років), та утворення забрудників у газовій формі. Гранично допустима концентрація в стічних водах сульфатів та солей кремнієвої кислоти 400 мг/дм³ [13], тоді як поточна їх концентрація становить 730 мг/дм³. Відпрацьовані регенераційні розчини іонітових установок в залежності від місцевих умов слід направляти в накопичувачі, побутову або виробничу каналізацію; слід також розглядати можливість обробки концентрованої частини вод

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						82
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

для їх повторного використання. Відпрацьовані розчини перед скиданням у каналізацію після усереднення потрібно, при необхідності, нейтралізувати.

Також тверді відходи іонітів треба утилізувати шляхом їх повторного використання чи спалювання. Відходи у газовій фазі потрібно піддавати очищенню до допустимої концентрації їх у повітрі.

Отже, у розглянутому проекті є багато екологічних забрудників, які слід видаляти, щоб зменшити навантаження на навколишнє середовище.

9.2 Можливі варіанти екологізації виробництва

З метою зменшення кількості відходів потрібно використовувати ресурсозберігаючі безвідходні та маловідходні технології комплексного перероблення сировини. При цьому доцільно організувати територіально-виборчий комплекс, де відходи даного виробництва повністю або частково будуть для нього сировиною. Для ефективного вирішення проблеми утилізації відходів виробництва потрібно здійснити їх паспортизацію, оцінити токсичність і вивчити наслідки їх впливу на екосистему.

Отже, актуальною та важливою задачею є розробка ефективних і економічних заходів щодо суттєвого зменшення витрат регенераційних реагентів та захисту водних об'єктів від забруднення мінеральними солями УВП.

Щодо забрудників, що знаходяться у рідкій фазі, тобто регенераційних та відмивних вод, то одним із рішень екологізації є випарювання регенераційного розчину – переведення розчинника (води) з рідкого стану в газоподібний. Однак випарні установки досить енергозатратні, до того ж залишається невирішеною проблема утилізації твердого концентрату, у нашому випадку - це сульфати та солі кремнієвої кислоти. Але якщо розглядати їх як вторинну сировину для інших виробництв, то солі можна направляти на ці підприємства або, у кращому випадку, продавати. Тоді проблемою залишиться розділення цих солей.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						83
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Але на цьому методи утилізації регенераційних вод не закінчуються. Перший спосіб полягає у регенерації іонітів реагентом, який використовують в основному виробництві як сировину або допоміжний матеріал, з подальшим поверненням реагенту, що утворюється, в основне виробництво без спеціальної обробки. З погляду екологізації цей спосіб базується на принципі скидання хімічних забруднювачів у водойми, розсіяного випускання їх на поверхню землі з добривами або включення до складу основних продуктів виробництва.

Другий спосіб полягає у регенерації іонітів розчином реагенту, який є відходом виробництва на даному або сусідньому підприємстві з подальшою подачею реагенту на змішування з основним потоком відходів виробництва. Цей спосіб оснований на принципі попередньої експлуатації стічних вод, що містять регенеруючий агент, перед їх ізоляцією або знешкодженням.

Третім способом є обробка регенераційних розчинів хімічними, фізичними або біологічними агентами. З хімічних агентів використовують окисники, осаджувачі, газоутворювачі, іоніти тощо. Також до хімічних методів очищення можна віднести метод нейтралізації. Цей метод є важливим способом загального регулювання рН. Завданням нейтралізації є доведення реакції промивної води до нейтральної (рН 7,0). Для нейтралізації кислих вод використовують як розчинні, так і слабозчинні у воді реагенти. До перших належать: вапно, їдкий натр, сода, до других - оксид та гідроксид магнію, карбонати кальцію та магнію. З фізичних – високі та низькі температури, УФ-опромінення, використання водяної пари, електричний струм.

Щодо твердих відходів, то основним джерелом є відпрацьовані іоніти. Першим способом їх утилізації є спалювання іонітної смоли. При цьому залишкова зола може надалі виступати замість активованого вугілля, чи як каркасна основа, наприклад для активного мулу у процесі біоочищення води. А також в якості загрузки в механічний фільтр.

Найбільш реальним методом екологізації є перший спосіб, який полягає у регенерації іонітів реагентом, який використовують в основному виробництві як сировину або допоміжний матеріал, з подальшим поверненням реагенту,

					<i>ДП ХН 1108 1440 ПЗ</i>	Арк.
						84
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

що утворюється, в основне виробництво без спеціальної обробки. Цей спосіб базується на принципі скидання хімічних забруднювачів у водойми, розсіяного випускання їх на поверхню землі з добривами або включення до складу основних продуктів виробництва.

Однак, метод не позбавляє нас від проблеми повної утилізації сульфатів та силікатів. Реактиви коштують дорого для такого способу, і за підрахунками, на даний час вигідніше заплатити встановлений податок.

9.3 Екологічний моніторинг

Для отримання неперервної і повної інформації про стан довкілля необхідно розвивати і вдосконалювати систему екологічного моніторингу, який має забезпечувати достовірну оцінку зазначеного стану та обґрунтування керівних рішень щодо його поліпшення. Заходи мають включати формування комплексних програм розвитку виробництва для кожного підприємства щодо забезпечення раціонального і безпечного природокористування.

У технологічному аспекті найважливішим завданням є зменшення скидів забруднених вод за рахунок підвищення якості їх очистки, ширшого використання очищених вод на технічні потреби підприємств. У разі такого використання до води ставляться загальні вимоги: безпечність для здоров'я обслуговуючого персоналу, відсутність негативних органолептичних властивостей, корозійної дії щодо металу і бетону. Така вода не повинна спричиняти біологічних обростань і сольових відкладень, погіршувати техніко-економічні показники виробничого процесу, зумовлювати виникнення нештатних чи аварійних ситуацій.

Екологічний моніторинг виробництва включає в себе систему нагляду, аналізу та зберігання інформації про стан навколишнього середовища, прогнозування її змін та розробки науково обґрунтованих рекомендацій щодо покращення екологічного стану на підприємстві і навколо нього та для прийняття

					<i>ДП ХН 1108 1440 ПЗ</i>	Арк.
						85
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ефективних управлінських рішень. Таким чином, для отримання статистичних даних про вміст шкідливих речовин у стічних водах, викидах на підприємстві здійснюється систематичний відбір проб та їх аналіз.

У рамках даного проекту проводиться аналіз стічних вод цеху на вміст солей сульфатної та кремнієвої кислоти. Відбір проби проводиться щодня у місцях зливу відпрацьованої води до баків-усереднювачів.

Метод якісного визначення солей кремнієвої кислоти базується на осадженні йонів SiO_3^{2-} йоном барію. При взаємодії йонів SiO_3^{2-} з йоном барію утворюється білий осад силікату барію BaSiO_3 . Також осадженням іонами барію застосовують і до йонів сульфатної кислоти. При взаємодії йонів SO_4^{2-} з йоном барію утворюється білий, нерозчинний в кислотах і лугах осад силікату барію BaSO_4 .

9.4 Розрахунок екологічних платежів

У разі скидання до каналізації стічних вод, концентрація шкідливих речовин (у даному випадку хлоридів) у яких перевищує гранично-допустиму, за нормами технологічного контролю у якості екологічного платежу потрібно сплачувати штраф. Плата за 1 умовну тонну води з перевищеною концентрацією солей кремнієвої та сульфатної кислот становить 8 грн [14].

Формула для розрахунку екологічних платежів за стоки має наступний вигляд:

$$P = C \cdot V \cdot C_T, \quad (9.1)$$

де C – концентрація сульфатів та силікатів у стоках, $C = 75\,000 \text{ мг/дм}^3$, V – об'єм стоків, м^3 ,

C_T – ставка за одну умовну тонну, $C_T = 8 \text{ грн/ум.т.}$

$$V = V^* \cdot T_{\text{еф}}, \quad (9.2)$$

де V^* – витрата відпрацьованої води, $V^* = 600 \text{ м}^3/\text{доб}$, $T_{\text{еф}}$ – ефективний час роботи підприємства, $T_{\text{еф}} = 365 \text{ днів}$.

$$V = 600 \cdot 365 = 219\,000 \text{ м}^3/\text{рік}.$$

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						86
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таким чином річна сплата екологічного платежу становить:

$$P = 75\,000 \cdot 219\,000 \cdot 8 / 1\,000\,000 = 131\,520 \text{ грн/рік.}$$

Величина екологічного платежу за 1 м³ стоків становить:

$$P_m^3 = P / V = 131\,520 / 219\,000 = 0,6 \text{ грн./м}^3. \quad (9.3)$$

У результаті діяльності відділення глибокого знесолення води досягнуто основної мети – задоволення власних виробничих потреб підприємства, тобто отримання знесоленої води для котельного відділення теплових мереж. Дане відділення порушує нормативи законодавства щодо викидів та стоків, величина екологічного платежу за 1 м³ стоків становить 0,6 грн./м³.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						87
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

10 ОХОРОНА ПРАЦІ

Розглянувши технологічну схему відділення можна прийти до висновку, що на виробництві використовуються шкідливі й небезпечні виробничі фактори, до складу яких входять: агресивні та токсичні речовини, пожежонебезпечні матеріали та речовини, електроенергія, механічна, теплова енергії, енергія стисненого газу та хімічних реакцій.

До небезпечного обладнання у відділенні можна віднести: апарати під тиском, обладнанні аерозолобами, апарати електричної та механічної дії.

При проектуванні виробництва прийняті проектні рішення, які відповідають вимогам охорони праці та пожежної профілактики.

Зробивши висновки щодо шкідливості та небезпечності виробництва, вжито відповідні заходи для створення у виробничих приміщеннях оптимальних умов праці, пожежної профілактики.

10.1 Виявлення та аналіз шкідливих і небезпечних виробничих факторів на проектуваному об'єкті. Заходи з охорони праці

10.1.1 Повітря робочої зони

Згідно ДСН 3.3.6.042 – 99 можна зробити висновок, що роботи у цеху відносяться до категорії середньої важкості Пб. У таблиці 10.1 наведені оптимальні значення параметрів мікроклімату прийняті проектом.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						88
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 10.1- Оптимальні величини температури, відносної вологості та швидкості руху повітря в робочій зоні виробничого приміщення

Період року	Категорія робіт	Температура, °С	Відносна волога, %	Швидкість руху повітря, м/с
Холодний	Середньої важкості Пб	17 – 19	40 – 60	0.2
Теплий		20 – 22	40 – 60	0.3

У цеху водопідготовки передбачається використання агресивних та шкідливих речовин, тому в таблиці 2 представлено коротку санітарну характеристику цеху згідно до ГОСТ 12.1.005-88.

Деякі з цих речовин можуть бути у вигляді пилу. Шкідлива дія пилу може проявитися у вигляді механічних пошкоджень шкіри, слизової оболонки, дихальних шляхів, очей, легенів, а також у вигляді токсичної (отруйної) і хімічної дії.

Для захисту персоналу від пилу введено індивідуальне захисне оснащення: застосування протипилевого одягу, респіраторів, захисних окулярів, марлевих пов'язок, протигазів.

Для нормалізації повітря робочої зони проектом передбачено використання системи штучної вентиляції. Природний обмін повітря здійснюється за допомогою вікон.

Для нормалізації мікроклімату застосовуємо змішану загальнообмінну вентиляцію для рівномірного повітрообміну. Місцева вентиляція служить для подачі свіжого повітря до робочого місця. Аерація передбачена для видалення забрудненого повітря з місця його утворення. Для підвищення ефективності вентиляційних систем передбачена герметизація всього технологічного обладнання та укриття місць пиловидалення із пристроєм місцевих відсмоктувачів.

Таблиця 10.2. Коротка санітарна характеристика цеху (лабораторії), що проектується

Назва виробничої ділянки	Шкідливі речовини, що використовуються в цеху	Група шкідливої речовини, характеристика шкідливої дії	ГДК шкідливої речовини у повітрі робочої зони, мг/м ³	Клас небезпечності шкідливої речовини	Засоби індивідуального захисту: тип, марка, ГОСТ	Методи контролю вмісту шкідливих речовин у повітрі робочої зони	Засоби допікарської допомоги
1	2	3	4	5	6	7	8
1	2	3	4	5	6	7	8
Хімічний цех	H ₂ SO ₄ (концентрована та розбавлена)	Подразнюючі	1	II	Спеціальний одяг, ГОСТ 27574 або ГОСТ 27575; захисні окуляри, тип Г по ГОСТ 12.4.013; резинові рукавиці, тип В, ГОСТ 20010; черевики типу В, ГОСТ 12.4.137	Гравіметричний та санітарно-хімічний, 1 раз на місяць	При вдиханні: свіже повітря, інгаляція 2% розчином соди; при опіках: промити мильною водою та слабим розчином соди; з очей змити водою

NaOH		0,5	II	Респіратор РУ-60М, УК-2, РП- К ГОСТ 12.4.103- 80; каски, ГОСТ 12.4.087- 84	Промити водою та об- робити 5% розчином оцтової кислоти, а очі 2% розчином борної кислоти
Na ₃ PO ₄			IV		
Сірчано- кисле за- лізо		2	IV		Промити водою чи змочити 24% розчином соди чи фосфату на- трію
Вапняне молоко		6	IV		Витерти осад, промити водою та 2% розчином борної кислоти

Передбачено аварійну вентиляцію (тільки витяжна), призначена для швидкого видалення великих кількостей шкідливих та вибухонебезпечних речовин, а також забрудненого пилом повітря, що виникає при порушеннях технологічного процесу або аваріях технологічного обладнання.

Для контролю мікроклімату використовуються: термометри, психрометри.

10.1.2 Виробниче освітлення

Згідно з ДБН В.2.5-28-2006 у відділі водопідготовки виконуються роботи VIIIб розряду зорових умов – Загальне періодичне спостереження при постійному перебуванні людей приміщенні.

В проекті передбачено використання суміщеного освітлення – поєднання бічного двостороннього і штучного освітлення. До штучного відносяться: робоче, аварійне і ремонтне освітлення.

В таблиці 10.3 представлені санітарні норми освітлення, наведені значення параметрів освітлення, прийняті проектом.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						91
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 10.3 - Норми параметрів освітлення

Розряд зорових робіт	Характер зорових робіт	Освітленість при суміщеному освітленні, Е, ЛК	Значення КЕО, %		
			при природному освітленні	при сполученому освітленні	
			бокове	спеціальне	верхнє
VIIIб	Загальне періодичне спостереження при постійному перебуванні людей у приміщенні	100	0,3	0,2	0,7

Система штучного освітлення – комбінована, на виробництві прийняті люмінесцентні лампи типу ЛД-80 з потужністю 80 Вт, та світловим потоком – 4200 Лм.

Для аварійного й евакуаційного освітлення передбачене застосування ламп розжарювання, поміщених у світильник "Альфа", а також переносних світильників "Універсаль" УП-200, напругою 12В.

При відключенні робочого освітлення передбачена система аварійного освітлення. Світильники аварійного освітлення приєднуються до мережі робочого освітлення з автоматичним перемиканням на незалежне живлення.

Контроль освітленості здійснюється люксометром Ю – 116 не менше 1 разу в рік, а також після ремонту приміщень.

11.1.3 Захист від виробничого шуму та вібрацій

У цеху водопідготовки основними джерелами шуму є мішалки, освітлювачі та декарбонізатори. Джерелом шуму також є електроприводи обладнання. Шум створює також матеріали (ангріцит та іоніти), що завантажуються

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						92
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

у фільтри. Згідно ДСН 3.3.6.037 - 99 допустимий рівень звуку у виробничих приміщеннях дорівнює $L_n = 80$ дБА.

Також в цеху підготовки сировинної суміші існують джерела, що викликають вібрацію. До них відносять габаритне устаткування і його вузли, які обертаються з великою швидкістю.

Для боротьби із шумом передбачаються наступні заходи: відведені спеціальні звукоізолюючі кабінки; внутрішні поверхні, облицьовані матеріалами, які поглинають шум. Створюються мал шумні механічні передачі, розроблено способи зниження шуму в підшипникових вузлах, вентиляторах.

Щодо вібрації – мінімізовано контакт працівників з віброоб'єктами шляхом використання дистанційного керування, автоматичного контролю та сигналізації, а також застосування захисного огороження. Для зменшення вібрації використовується віброізоляція, шляхом застосування пружинних і гумових прокладок, спеціальних підкладок під устаткування.

10.1.4 Електробезпека

Проектом передбачено здійснювати живлення електроустаткування від трифазної 4-х провідної електричної мережі змінного струму промислової частоти із глухозаземленою нейтраллю напругою 380/220 В.

Відповідно ГОСТ 12.1.038 - 82 допустимі рівні напруги дотику (U_d) і струму, що проходить через тіло людини (I_l) дорівнює: при нормальному режимі роботи електроустаткування $U_d = 2$ В, а $I_l = 0.3$ мА; при аварійному - відповідно 36 В і 6 мА. Припустимі значення струму й напруги:

- у нормальному режимі роботи

$I_l = 0,3$ ма і $U_{пр} = 2$ В, при часі дії до 10 хв/добу;

- в аварійному режимі роботи:

$I_l = 6$ ма і $U_{пр} = 36$ В, при контакті більше 1 с.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						93
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Однофазний дотик зустрічається набагато частіше, ніж двофазний. Такий дотик менш небезпечний, тому що до тіла людини прикладається лінійна напруга.

Струм, що проходить через людину в цьому випадку, складе:

$$I_{\text{л}} = \frac{U_{\text{ф}} \cdot 10^3}{R_{\text{л}} + R_0}, \text{ мА}$$

де $U_{\text{ф}} = 220 \text{ В}$ – фазна напруга, В; $R_{\text{л}} = 2000 \text{ Ом}$ – опір тіла людини, Ом; $R_0 = 30 \text{ Ом}$ – опір нейтралі заземлення, Ом.

$$I_{\text{л}} = \frac{220 \cdot 10^3}{2000 + 4} = 109,8 \text{ мА}$$

При цьому напруга дотику складе:

$$U_{\text{дот}} = I_{\text{л}} \cdot R_{\text{л}} = 0,1098 \cdot 2000 = 219,6 \text{ В.}$$

Висновок: розрахувавши струм, що проходить через людину, і напругу дотику, і порівнявши їх з значеннями, що допустимі і нормовані за ГОСТ 12.1.038 – 82 ми бачимо, що експлуатація таких установок та порушення вимог ПУЕ є небезпечною для здоров'я і життя людини. Тому необхідно вжити таких заходів, щодо забезпечення електробезпеки.

Для захисту від електрики впроваджено такі заходи: занулення електроустаткування; захист електропроводки від механічних ушкоджень прокладкою проводів у металевих трубах, схованої, у металорукавах; установка електроустаткування відповідно до умов навколишнього середовища, закриті пілонепроникні електродвигуни та світильники; захисне відключення електроустаткування. Передбачене використання захисного одягу та пристроїв: діелектричні рукавички, інструменти з ізолюючими рукоятками, покажчики напруги, діелектричні калоші, що ізолюють підставки, тимчасові огороження, захисні окуляри, подвійна ізоляція, застосування малих напруг. Блокування в системах пуску і зупинки обладнання. Недоступність струмоведучих частин. Передбачений систематичний контроль ізоляції. До роботи з електрообладнанням допускаються особи, які мають на це дозвіл посадових осіб. Ремонт і

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						94
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

обслуговування електроустаткування здійснюють не менше 2 осіб. Схема автоматизації передбачає блокування і можливість автоматичного, аварійного відключення устаткування, а також звукову та світлову сигналізацію.

10.1.5 Безпека технологічних процесів і обслуговування обладнання

З боку технологічних процесів, на підприємстві є механізми, які зможуть завдати обслуговуючому персоналу травм:

- обертові деталі;
- апарати під тиском (до 0,6 МПа).

Можливі падіння людей з висоти 6м, тому вони вони загороджені перилами висотою до 1 м.

Аварійні ситуації можуть виникнути при порушенні технологічного режиму неправильної експлуатації обладнання, поломки обладнання можуть призвести до аварій, вибухів, пожеж.

Головні причини аварійних ситуацій: порушення герметичності установок, прорив транспортних труб, припинення подачі технологічної води, загроза рацєністє робочих місць, порушення технологічного режиму, відключення електроенергії, невиконання правил з техніки безпеки та інші.

10.1.6 Пожежна безпека

Причинами пожежі в цеху можуть бути:

- перенавантаження електрообладнання;
- теплова дія;
- механічне пошкодження електромережі;
- прямий удар блискавки в будівлю.

Протипожежними заходами є:

- встановлення плавких запобіжників;

					<i>ДП ХН 1108 1440 ПЗ</i>	Арк.
						95
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

- використання стержневих блискавковідводів.

Будівля корпусу хімічного цеху, де знаходиться відділення знесолення, збудована з негорючого матеріалу другого ступеня вогнестійкості. В якості сигналізації встановлені датчики типу ПОСТ 1 та телефонний зв'язок. З метою дотримання правил пожежної безпеки у проекті передбачено наступні запобіжні заходи: розділення апаратів протипожежними перегородками на відсіки, обладнання протипожежних перешкод у вигляді гребенів, козирків, бортиків, протипожежний водопровід, ємності з піском і пожежні щити. Передбачається захист ізоляції від теплового впливу. Захист від прямих ударів блискавки забезпечується завдяки стержневим блискавковідводам. В цеху для пригнічення пожежі передбачено сухий пісок, азбестові ковдри, порошкові вогнегасники, які є найбільш універсальними по області застосування й по робочому діапазоні температур. В приміщенні є два евакуаційні виходи на випадок виникнення пожежі. Всі електроустановки захищені автоматичними пристроями від струмів короткого замикання.

Показники пожежо- та вибухонебезпечності речовин та матеріалів наведені в таблиці 10.4

У даному розділі розроблено заходи, які направлені на створення безпечних умов праці та пожежної безпеки відповідно до санітарних норм і правил. Під час розробки проекту:

- наведено оптимальні та допустимі параметри мікроклімату в робочій зоні виробничого приміщення;
- створено сприятливу для роботи систему освітлення, а також проведено розрахунок системи загального електричного освітлення цеху методом коефіцієнта використання світлового потоку;
- передбачено застосування засобів захисту від виробничого шуму та вібрацій;
- наведено перелік електрозахисних засобів колективного та індивідуального захисту;

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						96
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

- вжито всіх можливих заходів щодо безпеки технологічних процесів та обслуговування обладнання;

- з метою дотримання правил пожежної безпеки проведено ряд заходів відповідного захисту.

Таблиця 11.4 - Показники пожежо- та вибухонебезпечності речовин та матеріалів

Реагенти що вико- ристову- ють у ви- робництві	Агрега- тний стан ре- човини за н.у.	Показники пожежо- та вибухонебезпечності			Вогне- гасні засоби	Кате- горія примі- щення за ОНТП 24 - 86	Клас примі- щення (зони) і зовніш- ніх уста- новок за ПУЕ	Категорія об'єкту і тип зони за устро- єм бли- скавко-за- хисту згі- дно СН 305 - 77
		Горю- чість	Темпера- тура спа- лаху- вання, °С	Темпе- рату- ра са-мос- палаху- вання, °С				
Машинне масло (насос)	Р	Горить	180	380	Поро- шок ПСБ і СН-2	Д	П – Па	IIIa
Гума (ізоляція, одяг)	Тв	Горить	220	400	ОХП – 10			

10.1.7 Розрахунок аерації цеху

Конструкція стулки віконного прорізу - одинарна підвісна. Висота й довжина стулки рівні, кут відкриття стулки $\alpha=45^\circ$. Ліхтар П-подібний із фрамугами на вертикальній осі з вітрозахисними панелями, які перебувають на відносній відстані $l/h=1,5$, з кутом відкриття $\alpha=90^\circ$. Визначаємо температуру повітря, що видаляється з верхньої частини приміщення:

$$t_{\text{вуд}} = t_{\text{зовн}} + \frac{t_{\text{вн}} - t_{\text{пз}}}{m}, \text{ } ^\circ\text{C};$$

де $t_{\text{зовн}}$ - температура зовнішнього повітря, для Києва в теплий період $t=23,5^\circ$;
 $t_{\text{вн}}$ -температура внутрішнього повітря; $t_{\text{вн}}=22^\circ\text{C}$; $t_{\text{п.з.}}$ -температура повітря, що надходить до робочої зони. $t_{\text{п.з.}} = t_{\text{зовн}}$,

$$t_{\text{п.з.}} = 23,5^\circ\text{C};$$

m - коефіцієнт, приймаємо 0,53;

$$t_{\text{вуд}} = 23,5 + \frac{22 - 23,5}{0,53} = 20,67, \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Визначаємо питому вагу повітря:

$$\rho = \frac{353}{t + 273}, \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{\text{зовн}} = \frac{353}{23,5 + 273} = 1,191, \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{\text{вуд}} = \frac{353}{20,67 + 273} = 1,202, \text{ кг/м}^3.$$

Розподілений тиск визначаємо по формулі:

$$\Delta\rho_{1,2} = h * (\rho_{\text{зовн}} - \rho_{\text{вуд}}), \text{ кг/м}^2;$$

де h - відстань між осями прорізів; $h=10$ метрів

$$\Delta\rho_{1,2} = 10 * (1,202 - 1,179) = 0,11, \text{ кг/м}^2.$$

Втрати тиску на прохід повітря через припливні прорізи можна визначити по формулі:

$$\Delta\rho_1 = \beta * \Delta\rho_{1,2}, \text{ кг/м}^2;$$

де β - різниця тисків, що використовується на прохід повітря через припливні прорізи, $\beta=0,4$,

$$\Delta\rho_1 = 0,4 * 0,11 = 0,044, \text{ кг/м}^2;$$

Втрати тиску на прохід повітря через ліхтар визначаємо по формулі:

$$\Delta\rho_2 = \Delta\rho_{1,2} - \Delta\rho_1, \text{ кг/м}^2;$$

$$\Delta\rho_2 = 0,11 - 0,044 = 0,066, \text{ кг/м}^2.$$

Визначаємо площу прорізів у стіні $F_{\text{припл}}$ і площа прорізів ліхтаря $F_{\text{л}}$:

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						98
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$F_{\text{припл}} = \frac{G_{\text{припл}}}{3600 \sqrt{\frac{2 * g * \rho_{\text{зовн}} * \Delta \rho_1}{\xi_1}}}, \text{м}^2;$$

$$F_{\text{припл}} = \frac{4200}{3600 \sqrt{\frac{2 * 9,8 * 1,191}{3,7} * 0,024}} = 29,98, \text{м}^2;$$

$$F_{\text{вид}} = \frac{G_{\text{вид}}}{3600 \sqrt{\frac{2 * 9,8 * 1,202}{4,1} * 0,096}}, \text{м}^2;$$

$$F_{\text{вид}} = \frac{G_{\text{вид}}}{3600 \sqrt{\frac{2 * 9,8 * 1,202}{4,1} * 0,096}} = 11,33, \text{м}^2.$$

де $G_{\text{припл}}$. - кількість повітря, що повинна надходити в приміщення. $G_{\text{вид}}$. - кількість повітря, що видаляється.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						99
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ВИСНОВКИ

У дипломному бакалаврському наведено схему відділення глибокого знесолення води та обґрунтовано вибір іонообмінного методу очищення. Наведено технологічну схему та її опис. Розраховано основне та допоміжне технологічне обладнання у відповідності із заданою продуктивністю. Схема працює в три ступені. Головним апаратом є Н-катіонітовий фільтр. Передбачено 12 фільтрів першого ступеня та 8 фільтрів другого ступеня (враховуючи резервні).

За вимогами, які ставляться до води, яка подається на виготовлення пари, залишковий вміст солей не повинен перевищувати 0,005 мг-екв/дм³. Запропонована схема дозволяє отримувати воду такої якості.

Представлено схему автоматизації процесу, що передбачає контроль та регулювання тиску у трубопроводі для води після відділення механічних фільтрів та контроль перепаду тиску у фільтрі, контроль рівня води у фільтрі, рівня кислоти у баці, контроль і регулювання витрати кислоти на іонітовий фільтр, контроль рівня та концентрації розчину сульфатної кислоти у баку, контроль рівня у баку відпрацьованих регенераційних вод.

У розділі екологічної безпеки виробництва наведено аналіз джерел виникнення відходів, надано можливі варіанти очищення стоків, забруднених сульфатами та силікатами, а також розраховано суму щорічних екологічних платежів та величина екологічного платежу за 1 м³ стоків, що становить: 131 520 грн/рік та 0,6 грн/м³ відповідно.

На основі аналізу шкідливих та небезпечних факторів у розділі охорони праці розглянуто безпечні умови проведення виробничого процесу.

У результаті виконання економіко-організаційного розрахунку собівартість 1 м³ знесоленої води становить 12,86 грн.

					ДП ХН 1108 1440 ПЗ	Арк.
						100
Змн.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Кульский, Л.А. Технология очистки природных вод: изд. 2-е, перераб. и доп. / Л.А. Кульский, П.П. Строкач; - К.: Полиграфкнига, 1985. – 336 с.
2. Запольский, А.К. Очистка воды коагулированием: [Монография] – Каменец-Подольский: ЧП «Медоборы-2006», 2011. – 296 с.
3. Лихачев, Н.И. Канализация населенных мест и промышленных предприятий. Справочник проектировщика [Текст] /Н.И. Лихачев, И.И. Ларин, С.А. Хаскин и др.; - М.: Стройиздат, 1981. – 635 с.
4. Пантелеев, А.А. Технологии мембранного разделения в промышленной водоподготовке /А.А. Пантелеев, Б.Е. Рябчиков, О.В. Хружин; - М.: ДеЛи плюс, 2012. – 439 с.
5. Концевой, А.Л. Алгоритмізація і програмування розрахунків процесу водопідготовки. Навчальний посібник: На правах рукопису / А.Л. Концевой, Н.М. Толстопалова. – К.: 2003. – 44 с.
6. Запольський, А.К. Водопостачання, водовідведення та якість води: Підручник. – К.: Вища шк., 2005.- 671 с.
7. Мартынова, О.И. Водоподготовка: Расчеты на персональном компьютере /О.И. Мартынова, А.В. Никитин, В.Ф. Очков и др. – М.: Энергоатомиздат, 1990. – 216 с.
8. Лифшиц, О. В. Справочник по водоподготовке котельных установок. Изд. 2-е перераб. и доп. – М.: Энергия, 1976. – 288 с., ил.
9. Лукінюк, М.В. Контроль і керування хіміко-технологічними процесами: У 2 кн. Кн. 2. Керування хіміко-технологічними процесами [Текст] : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом підготовки «Хімічна технологія та інженерія» / М.В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2012. – 336 с.

10. Підлісна, О.А. Методичні вказівки до виконання організаційно-економічної частини дипломних проектів для студ. хіміко-технологічних спеціальностей усіх форм навчання / Уклад.: О.А. Підлісна, В.В. Янковий, М.П. Дорошенко. – К.: ІВЦ „Видавництво „Політехніка”, 2002 – 28 с.

11. Герасимчук, В.Г. Економіка підприємства [Текст]: навч. посіб. / за заг. ред. В.Г. Герасимчук, А.Е. Розенплентера. – К.: ІВЦ „Видавництво” Політехніка”, 2003. – 264 с.

12. Беликов, С. Е. Водоподготовка: Справочник. / Под ред. д.т.н., действительного члена Академии промышленной экологии С.Е. Беликова. М.: Аква-Терм, 2007. – 240 с.

13. Рекуперация викидів, [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <http://есо-рапер.kpi.ua> вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.

14. Платежі за забруднення, їх види та критерії нарахування [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <http://buklib.net/books/25530/>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.

15. Орленко, А.Т. Метод, вказівки до викон. розділу «Охорона праці» в дипломних проектах і роботах бакалаврів хіміко-технологічного і біотехнології та біотехніки ф-тів / Уклад.: А.Т. Орленко, Н.А. Праховнік, Ю.О. Полукаров - К.: НТУУ «КПІ», 2011. - 33 с.