

Розробка схеми очищення шахтних вод Лисичанського вугільного басейну з метою їх використання для потреб енергетики

Калашник В.Л. гр.. ПЕО-11дм

## ВСТУП

У багатьох розвинених в промисловому відношенні районах у зв'язку з забрудненням природних джерел промисловими і побутовими стоками спостерігається дефіцит водних ресурсів. У вугільних басейнах зниження витрат дефіцитної і дорогої питної води для технічного водопостачання може здійснюватися за рахунок використання шахтних вод.

Об'єми скидання стічних вод окремими шахтами Донбасу змінюються від 0,5 до 10 млн. м<sup>3</sup> на рік. Шахтні води характеризуються високою мінералізацією, яка перевищує 3,0 г/л, а в ряді шахт становить 20 г/л. Найбільш поширеними забруднювачами шахтних вод є хлористі сполуки і вільна сірчана кислота, яку часто супроводжують розчинні солі, головним чином, сульфати важких металів — заліза, міді, цинку, марганцю і інших. За вмістом хлористих і сірчаних сполук, а також за вмістом Ca<sup>2+</sup>, Mg<sup>2+</sup>, Na<sup>+</sup> і K<sup>+</sup> шахтні води перевищують технічну воду в 5-15 разів, що виключає їх використання без попереднього очищення навіть в технічних цілях.

Зазвичай високомінералізовані шахтні води на очисних спорудах піддаються лише механічній та фізико-хімічній очистці, в результаті чого знижується тільки кількість зважених речовин, а практично весь об'єм розчинних мінеральних речовин, що містяться в шахтних водах, надходить в природні водні об'єкти.

Діючі шахти експлуатують котельні установки, що забезпечують гарячою водою потреби виробництва, а також самообігрів житлового фонду шахтних міст і селищ. Для котельних установок закуповується питна вода у виробничих управліннях водопровідно-каналізаційного господарства за високою ціною, наприклад, за ціною 684 грн. за 1000 м<sup>3</sup> м. у Лисичанську або 1100 грн. за 1000 м<sup>3</sup> у м. Первомайську.

Проблему видалення розчинних речовин можна вирішити шляхом очищення шахтних вод методом іонного обміну, який останнім часом набуває все більшого поширення. Цей метод дозволяє знизити вміст у воді розчинних солей та розчинних забруднюючих речовин до граничнодопустимих концентрацій і забезпечує можливість використання очищених вод у виробничих процесах або системах оборотного водопостачання.

Мета магістерської роботи – розробка схеми очищення шахтних вод Лисичанського вугільного басейну з метою їх використання для потреб енергетики.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити наступні задачі:

- вивчити фізико-хімічних властивості шахтної води;
- провести дослідження по підготовці шахтної води методом іонообмінного пом'якшення або знесолювання, з попереднім вапнуванням, з метою встановлення можливості її повторного використання на теплових станціях або котельних вугільного підприємства;
- дослідити умови регенерації катіоніту;
- розробити технологічну схему очистки шахтних вод.

Об'єктом дослідження є шахтні води Лисичанського вугільного басейну.

# 1 АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД

## 1.1 Характеристика шахтних вод

Шахтні води містять від 3 г/дм<sup>3</sup> і більше механічних домішок (вугілля і порожня порода, інертний пил, продукти розпаду деревини). Вони відрізняються значною мінералізацією (до 30 г/ м<sup>3</sup> і більше) і істотною бактерійною забрудненістю. Кислі шахтні води крім низьких значень рН (порядка 2-4) характеризуються ще високим вмістом сполук заліза (до 2 г/дм<sup>3</sup>). Шахтні води, що витікають з виробленого простору і погашених гірських виробіток, містять незначні кількості зважених речовин (не більше 10 мг/дм<sup>3</sup>) і нафтопродуктів (до 0,1 мг/дм<sup>3</sup>), а тому їх можна віднести до категорії умовно чистих. Але високий солевміст не дозволяє класифікувати їх таким чином.

Шахтна вода зазвичай не має запаху (за винятком тих випадків, коли в ній присутній розчинений метан або сірководень), відрізняється різноманітністю забарвлення і постійністю температури в межах 6-25°C, а також значною жорсткістю (до 38 мг-екв/дм<sup>3</sup>). Шахтним водам властива корозійна активність. Частіше зустрічаються води з сульфатною агресивністю, рідше – кислотною.

Міра кислотності шахтних вод обумовлюється присутністю вільною сірчаної кислоти і характеризується концентрацією водневих іонів (рН). У східному Донбасі кислі шахтні води формуються в антрацитних районах (Гуково-Зверском і Шахтінсько-Несветавськом) (табл. 1.1).

Не можна ототожнювати підземні і шахтні води. Кислих підземних вод в районі вугільних родовищ не існує, тоді як кислі шахтні води мають місце і утворюються у виробленнях (переважно в старих) унаслідок окислення сульфідів сірки (у вигляді піриту) під дією води і кисню повітря. Вони зазвичай містять буру зважену муть - окис і закис заліза.

Таблиця 1.1 - Якісна характеристика шахтних вод України

Показники	Характеристика і значення показників забруднення шахтних вод
Витрата стічних вод (шахтних) вод на 1 т добутого вугілля	Від 2 до 20 м <sup>3</sup>
Об'єм шахтних вод, м <sup>3</sup>	Від 50 до 1000
Температура, С <sup>0</sup>	6-25
Колір	Чорний, бурий, сірий, жовто-сірий
Присмак	Солонуватий, гіркий, солодкуватий
Запах	Різноманітний
Окислюваність, мг/л	Від 6,5 до 200
БПК <sub>5</sub> , мг/л	0,2 – 110
ХПК, мг/л	5-250
Забруднення нафтопродуктами, мг/л	0-50 і більше
Забруднення зваженими речовинами, мг/л	30-2500
Вміст часток менше 10 мкм у зважених речовинах, %	Від 15 до 53
Зольність зважених речовин, %	20-80
Забруднення мікроелементами	Вміст стронцію, нікелю, міді, титану, цинку, барію, заліза вище дозволених концентрацій
Мінералізація, мг/л	Від 300 до 50 000 і більше
Жорсткість, мг -екв/л	1,5-30 і більше
Забруднення азотної групи, мг/л Іони: NO; NO <sub>3</sub>	0,01-2,1 1-15 0-10
Бактеріальне забруднення: Колі титр Колі індекс	0,1-333 Від 3 до 10000
pH	Від 6 до 9
Агресивність	Слабо агресивні і агресивні

Объем шахтних вод залежить від багатьох чинників і складає від менше 100 до більше 1000 м<sup>3</sup>/ч. Кількість води, що поступає в гірські вироблення, тобто обводненість шахт з точки зору водоохоронних заходів має певне значення при виборі тієї або іншої технології очищення шахтних вод. Так, якщо приплив води менше 50 м/ч, вона може бути використана при відповідній водопідготовці для технічних потреб шахти без скидання в гідравлічну мережу. Максимальний приплив шахтних вод, особливо в неглибоких розробках (до 300 м), спостерігається в період весняної повені. Витрата стічних (шахтних) вод на 1 т. вугілля, що добувається, вагається від 2 до 20 м.

- По обводненню шахти, а вірніше шахтні поля, діляться на чотири групи:
- що слабо обводнюють і практично необводнені з припливом до 100 м<sup>3</sup>/ч;
  - що помірно обводнюють, водопотока яких змінюється від 100 до 300 м<sup>3</sup>/ч;
  - обводнення - 300-1000 м<sup>3</sup>/ч;
  - що вельми обводнюють - більше 1000 м<sup>3</sup>/ч.

Найбільша кількість шахтних вод виходить в Західному Донбасі і Донецькому басейні (табл.1.2).

Таблиця 1.2 - Обводнення шахт основних вугільних басейнів України

Басейни	Приплив вод, м3/ч			
	До 50	50-100	100-300	300-1000
Донецький	3,4/0,5	9/2,6	58,9/43,1	27,9/50,8
Львівсько-Волинський	35/15,1	55/53,7	5/6,8	5/24,4
Західно-Донбасівський	-	-	-	100/100

Примітка: У чисельнику - число шахт (%), в знаменнику – сумарний водоприток (%).

Приведена характеристика шахт має певне значення при виборі тієї або іншої технології очищення шахтних вод. Склад і властивості шахтних вод залежать від безлічі чинників.

До головних з них можна віднести склад і властивості підземних вод, що живлять гірські вироблення, склад і властивості гірських порід, властивості вугільних пластів, гірничогеологічні і гірничотехнічні умови, засоби механізації виїмки вугілля і проходки підготовчих вироблень, та допоміжні - клімат, рельєф місцевості, рослинність і ін. Шахтні води відрізняються великою різноманітністю хімічного складу, непридатні для пиття і володіють властивостями, що виключають їх використання в технічних цілях без попередньої обробки. Шахтна вода зазвичай не має запаху, проте інколи затхлий неприємний запах додає їй розчинений сірководень або органічні речовини, що розкладаються. Температура води залежно від географічного розташування шахт і глибини розробки вагається в межах 6-25°C. Колір воді надають розчинені і зважені речовини. Наприклад, залісті сполуки додають воді буре забарвлення, якщо ж тверда фаза переважно представлена дисперсними частками вугілля - шахтні води набувають чорного кольору. При значній кількості породних включень колір води стає сірим. Інколи зустрічаються шахтні води з жовтувато-сірим кольором, що вказує на присутність в основному глинистих часток. Присмак шахтній воді додають в основному розчинені мінеральні сполуки, гази і інші речовини. Розповсюджений солоноватий присмак пояснюється присутністю хлористого натрію. За наявності у воді сульфатів магнію і кальцію вона набуває гіркого присмаку, іони заліза надають воді неприємному смаку, органічні речовини солодкуватий.

На верхніх горизонтах багатьох шахт переважають гідрокарбонатні шахтні води. Ці води володіють приємним смаком, що є результатом присутності в них гідрокарбонатів, кальцію і магнію, а також вуглекислоти. Забруднення шахтних вод діляться на мінеральні, органічні і бактерійні. Органічні забруднення представлені частками чистого вугілля, мінеральними

маслами, вживані для мастила машин і механізмів, продуктами життєдіяльності живих організмів, розкладання деревини і іншими, основною складовою частиною яких є вуглець (органічний). Ці забруднення знаходяться в шахтних водах в розчиненому і зваженому стані. Більше половини шахтних вод забруднена нафтопродуктами.

Ступінь забруднення шахтних вод органічними речовинами оцінюється за показниками БПК, ХПК і окислюваністю. Окислюваність це забрудненість шахтної води органічними речовинами і виражається кількістю кисню в міліграмах, що витрачається на окислення цих речовин в 1л. води в певних умовах. Величина окислюваності шахтних вод Донецького басейну знаходиться в межах 6,5 - 40мг/л. Іншим показником органічного забруднення шахтних вод є БПК - біохімічна потреба в кисні, яка визначається кількістю кисню необхідного для окислення органічних речовин біологічним шляхом за певний проміжок часу.

Зазвичай визначають БПК<sub>5</sub>, БПК<sub>повне</sub> (п'яти і двадцятидобову). Показники БПК різноманітні для вод навіть в межах одного басейну. Так, БПК<sub>5</sub> шахтних вод Донецького басейну знаходяться в межах 0,36-85,9 мг O<sub>2</sub>/л [2], за іншими даними від 0,2 до 110 мг/л [23].

Третім показником забруднення шахтних вод є ХПК - хімічна потреба в кисні, яка визначається кількістю кисню необхідного для окислення всіх забруднюючих речовин у воді за допомогою різних хімічних речовин - окислювачів. Показники ХПК різні для вод навіть в межах одного басейна від 5 до 250 мг/л.

Вміст нафтопродуктів в шахтних водах змінюється від 0 до 50 мг/л і більше. Максимальні концентрації нафтопродуктів спостерігалися на комплексно-механізованих шахтах "Павлоградвуголь" - >50 мг/л. Середній вміст нафтопродуктів в шахтних водах складає зазвичай 0,5-2 мг/л і залежить від міри механізації шахт. Більше половини шахтних вод забруднена нафтопродуктами.



Зважені нерозчинні забруднення в шахтних водах представлені у вигляді грубодисперсних суспензій з розміром часток 100 мкм, а також суспензій і колоїдних суспензій з розміром часток відповідно від 100 до 0.1 і від 0.1 до 0.001 мкм. Аналіз шахтних вод 177 шахт Донбасу показав, що в шахтних водах 87% шахт середнього вміст зважених речовин знаходяться в межах 50-600 мг/л, а їх кількість може бути від 30 до 2500 мг/л і більш. Зважені речовини в шахтних водах представлені вугільними і порідними частками, речовий склад яких відповідає складу викопного вугілля і вмещаючих порід. Зольність суспензії, отримана в результаті аналізу осідання, змінювалася от 20 до 80%, причому із зменшенням розмірів часток вона збільшувалася. Найбільш тонкі суспензії представлені в основному глинистими частками.

Частки величиною більше 50 мкм можуть бути в основному уловлені у відстійниках без добавки реагентів; частки в діапазоні 10-50 мкм - у відстійниках, але з добавкою реагентів; частки розміром 5-10 мкм - у фільтрах без добавки реагентів; частки менше 5 мкм - у фільтрах з добавкою реагентів. Кисла шахтна вода містить зважені речовини, представлені головним чином вугільно-порідними частками, а також гідроокисом заліза в колоїдній формі, в деяких випадках тверда суспензія, що міститься в кислих шахтних водах, може повністю складатися з гідроокисів заліза. Кислі шахтні води, що не містять вугільно-порідні частки, можуть бути безбарвні. Проте в більшості випадків вони мають забарвлення від жовтого до жовто-бурого кольору. Інтенсивність забарвлення збільшується із зростанням міри забруднення води. Вміст мікроелементів в шахтних водах обумовлен їх кількістю в підземних водах вугленосних відкладень і процесами, пов'язаними з міграцією елементів з гірських порід в шахтні води. Так, на шахтах Східного Донбасу виявлено біля тридцяти хімічних елементів, що в основному відповідає кількості мікроелементів підземних вод вугленосних відкладень [1].

Ряд мікроелементів, таких як Fe, Al, Mn, Cu, Sr в шахтних водах міститься в значних кількостях в порівнянні з вмістом їх в підземних водах. Вміст окремих мікроелементів в шахтних водах перевищує гранично

допустимі концентрації (ГДК), що викликає необхідність проводити оцінку можливості відведення стоків у водоймища з врахуванням їх розбавляючої здатності або попереднього очищення перед скиданням у водоймища. Так, вміст стронцію, нікелю, міді, титану, цинку, барію і заліза вище допустимих концентрацій в шахтних водах Донбасу.

Наявність у воді зв'язаною сірчаної кислоти прискорює процеси вилуговування з гірських порід солей міді, цинку, алюмінію. У шахтних водах Російського басейну (ФРН) кількість солей барію і стронцію досягає мг/л.

Важкі метали впливають на здоров'ї людей, і тому повинні враховуватися при очищенні і скиданні стічних шахтних вод у водоймища.

Мінеральні забруднення в шахтних водах знаходяться в розчиненому і зваженому стані. Сума мінеральних речовин змінюється значно навіть в межах однієї шахти, проте кожен вугільний басейн можна охарактеризуватися певним інтервалом зміни мінералізації, зустрічаються шахтні води від слабосолонуватих (1-3г/л) до солоних (10-25), а окремі шахти Західного Донбасу характеризуються сильносолоними (25-50 і більш, г/л) шахтними водами (табл. 1.3).

Міра мінералізації шахтних вод із збільшенням глибини розробки зростає. Вельми виражена мінералізації шахтних вод із збільшенням глибини розробки представлена на терновській групі шахт, ПО "Павлоградвуголь", де з переходом гірських робіт на кожен горизонт, що пролягає нижче, солевміст збільшувався. "Пролетарська" ПО "Стахановуголь" під час переходу розробок з відмітки 500 м на відмітку 700 м солевміст у воді зріс з 9 до 35 г/л.

Таблиця 1.3 - Мінералізація шахтних вод різних вугільних басейнів України.

Басейн	Мінералізація, мг/л
Донецький	300-35000
Західний Донбас	15000-50000 і більш
Львівсько-Волинський	700-6500

У кислих шахтних (табл.1.4) водах разом із збільшенням кількості сульфат іонів, спостерігається помітне зменшення гідрокарбонатів.

Таблиця 1.4 - Якісний склад шахтних вод України

Басейн	РН	Зважені в-ва мг/л	Залізо загальне, мг/л	Хлориди, мг/л	Сульфати, мг/л	Сухий залишок
Донецький	6.8-9.1	20-13000	0.33	24-4000	130-8000	30-7000
Львівсько- Волинський	-	24-1400	-	24-6000	10-500	520-8000

В цілому в шахтних водах, як і в підземних, із збільшенням глибини відбувається зменшення вмісту іонів кальцію, магнію, сульфат іонів і збільшення вмісту іонів натрію і хлору. Солонуваті води перед скиданням у водоймища мають бути опріснені.

З точки зору вживання сучасних методів їх опріснення солонуваті води умовно розділяються на підгрупи з наступною мінералізацією:

- 1-3 г/л - шахтні води, для опріснення яких економічно доцільне вживання гідротехнічних і хімічних (зокрема за допомогою іонообмінних смол) методів опріснення;

- 3-5 г/л - шахтні води, опріснення яких доцільне з техніко-економічних міркувань проводити освоєними промисловістю апаратами з використанням мембранних методів;

- понад 5 г/л - шахтні води, для опріснення яких економічно доцільно вживання термічних методів опріснення.

Жорсткість шахтних вод. Розрізняють жорсткість загальну, карбонатну (тимчасова) і некарбонатну (постійна). Загальна жорсткість характеризується присутністю у воді солей кальцію і магнію -  $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ ,  $\text{Ca}_3\text{O}_4$ ,  $\text{Mg}_3\text{O}_4$ ,  $\text{MgCl}_2$ ,  $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ .

Карбонатна жорсткість характеризується наявністю карбонатів кальцію і магнію, що випадає в осад при кип'яченні, -  $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$   $2\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ .

Некарбонатна жорсткість обумовлена присутністю сульфатів і хлоридів кальцію і магнію. Згідно ГОСТ 4151-72, жорсткість води виражається в міліграм екв/л кальцію і магнію (1 міліграм. екв жорсткості відповідає вмісту 20.04 мг/л  $\text{Ca}^{2+}$  або 12,16 мг/л  $\text{Mg}^{2+}$ ). Величина жорсткості шахтних вод Донбасу, що змінюється в межах 1.5-30 міліграм екв/л і більш. Наявність солей жорсткості і великої мінералізації шахтних вод сприяє забрудненню водоймищ солями, погіршує питні якості, а деколи робить їх непридатними для господарсько-питних і промислових цілей.

Використання таких вод у сільському господарстві призводить до засолювання ґрунтів і непридатних для вирощування культур. Солі жорсткості відкладаються на стінках теплообмінників і можуть привести до вибуху казанів. Тому ГОСТом регламентується загальна жорсткість для вод господарсько-питного призначення не більше 7 мг-екв/л і для парових казанів не більше 0.1 мг-екв/л.

Наявність азотної групи (азоту амонійного, нітратних і нітритних іонів) в шахтних водах вказує на те, що це сталося в результаті розпаду продуктів рослинного і тваринного походження. Наявність азоту амонійного свідчить про свіже забруднення. Присутність нітрит-іона показує, що забруднення сталося давно, і вода піддалася самоочищенню. Наявність нітратів в очищеній шахтній воді вказує на досить повне її очищення від органічних забруднень.

Вміст іонів  $\text{NO}_2$  і  $\text{NO}_3$  в шахтних водах складає відповідно 0.01-2.1 і 1-15 мг/л. Наявність цих іонів може вказувати на фекальне забруднення шахтних вод. Бактерійне забруднення шахтних вод обумовлене наявністю в них великої кількості мікроорганізмів, що є наслідком попадання у воду продуктів гниття деревини і живих організмів. Це створює сприятливе середовище для розвитку бактерій, серед яких можуть бути патогенні, шкідливі для організму людини, збудники різних шлунково-кишкових захворювань (черевний тиф, дизентерія і так далі).

Особливо слід виділити кишкової палички (колі), кількість яких служить показником фекального забруднення води. Міра забруднення показниками:

- колі-титром - кількістю води (у мл), в якій виявляється одна кишкова паличка (визначається по ГОСТ 18 963 - 73).

- колі-індексом - кількість кишкових паличок, що знаходяться в 1 л досліджуваною води.

- мікробним числом - загальною кількістю мікробів в 1 мл води.

По бактеріальній забрудненості природні води підрозділяються на п'ять видів (табл.1.5).

Таблиця 1.5 – Види води по бактеріальному забрудненню

Вода	Коли індекс	Колі-титр, мл
Сильнозабруднена	понад 10 000	0.1
Забруднена	1000	1
Слабозабруднена	100	10
Задовільна	10	100

Зазвичай колі титр шахтних вод знаходиться в межах 0.01-0.001 мл і менш, і рідше в межах 10-100 мл. Проте шахтні води бувають рідко інфікованими і тому представляють меншу небезпеку в епідеміологічному відношенні в порівнянні з побутовими стічними водами. Колі титр шахтних вод Донецького басейну знаходиться в межах 0.4 10~5-100 см<sup>3</sup>. Шахтні води непридатні для пиття без попереднього очищення і дезинфекції. Агресивність шахтних вод по відношенню до бетону і металу обумовлено їх хімічним складом. Шахтним водам в основному властива сульфатна і загальнокислотна агресивність, а при вмісті сульфатів 300-800 мг/л вважається слабоагресивної, а при вмісті сульфатів більш 800мг/л полягає в утворенні гіпсу в результаті взаємодії сульфатів з вапном цементу. При кристалізації в порах бетону гіпсу або сульфату-алюмінату кальцію об'єм отриманих продуктів збільшується більш ніж в 2 рази, що наводить до руйнування бетону.

Хлориди, присутні в шахтній воді, взаємодіють з вапном і утворюють розчинний хлористий кальцій, що підсилює тим самим корозію бетону.

Підземні води можуть містити і значну кількість вільної вуглекислоти, частина цієї вуглекислоти знаходиться в рівновазі з бікарбонатами і є не агресивною,

а інша частина є активною і вступає в реакції, і тому агресивна.

Вилугованою агресивністю характеризується вода з малою тимчасовою жорсткістю. Це призводить до розчинення карбонату кальцію і вимивання з бетону гідрата окислу кальцію.

Великою сульфатною агресивністю характеризуються шахтні води Донецького басейну. Слід мати на увазі, що при змішуванні різних вод, навіть неагресивних, їх агресивність збільшується.

Таким чином, шахтні води здатні руйнувати відповідні бетонні конструкції - стволи шахт, відстійники хімічного очищення, і можуть завдати шкоди довкіллю, а тому конструкції мають бути захищені (використання спеціальних бетонів, нанесення полімерних покриттів і ін.). Для багатьох видів організмів у водоймищах високоагресивні води є неприйнятними або несприятливими для існування. З вище приведеного видно, що шахтні води мають якісні показники, що варіюють у великих діапазонах.

## 1.2 Методи очистки шахтних вод

Більшість наукових і експериментальних робіт в області очищення шахтних вод направлені на первинне очищення шахтних вод, їх освітлення, знезараження, демінералізацію і нейтралізацію. Очистка шахтних вод зазвичай проводиться механічними, хімічними, фізичними і біологічними методами.

Механічні методи – це освітлення, фільтрування, виділення твердої фази під дією відцентрових сил, згущування осадів на центрифугах і вакуум-фільтрах. Ці методи використовуються як попереднє очищення і звільняють воду тільки від механічних домішок різної величини, тобто освітлюють її.

При хімічних методах очищення води застосовують реагенти для зміни хімічного складу забрудників або форми їх знаходження у воді (коагулювання, флокулювання, нейтралізація, знешкодження (переведення отруйних домішок в нешкідливі), знезараження, у тому числі, методом хлорування, озонування).

Фізичні методи – це видалення і знешкодження шкідливих домішок шляхом зміни агрегатного стану води, дії на неї, наприклад ультразвуком, ультрафіолетовими променями, екстрагентами. Біологічні методи передбачені для очищення води, яка містить забруднення біогенного органічного походження.

Освітлення шахтних вод проводиться механічними і хімічними методами в дві стадії: освітлення і фільтрування. Відстоювання може передувати фільтрація або відокремлення грубо зважених домішок на ґратах для видалення із стічних вод крупних плаваючих забруднень і частково зважених домішок, щоб уникнути засмічення каналів і конденсаторів.

Проціджування проводиться через ґрати і сита. Відстоювання шахтних вод – це метод очищення від зважених в них часток різних речовин шляхом їх осадження під дією сили тяжіння.

Для очищення шахтних вод застосовують піскоуловлювачі, відстійники і освітлювачі. Піскоуловлювачі (горизонтальні і вертикальні) застосовують для попереднього виділення з шахтних вод важких мінеральних домішок, головним чином силікатів, гідравлічна крупність яких складає 18-24 мм/с.

Відстійники (періодичної і неперервної дії) – це споруди, де проходить осідання зважених у воді твердих часток. На шахтах застосовують відстійники неперервної дії. Вони призначені для уловлювання частинок конкретного фіксованого розміру незалежно від загального ефекту освітлення води і уловлювання певної кількості суспензій з урахуванням необхідного ефекту.

Освітлювачі – це апарати для процесу глибокого освітлення заздалегідь обробленої коагулянтном шахтної води шляхом її пропускання через шар раніше сформованого осаду (контактного середовища). В основному використовуються освітлювачі із завислим шаром осаду. Посилення

ефективності освітлення пояснюється технологічними властивостями контактного середовища:

- сприятливою дією на процеси агрегації суспензій сильно розвиненої поверхні часток, утворюючих контактне середовище;
- рівномірним розподілом потоків освітленої води;
- збільшенням коефіцієнту об'ємного використання споруди.

Прогресивним напрямом освітлення шахтних вод є розділення суспензій в полі відцентрових сил. Сили, що діють на частки, що виділяються у відцентрових пристроях, інколи значно більші сил тяжіння, діючих у відстійниках, тому їх продуктивність і ефективність у ряді випадків набагато разів вище. Але слід врахувати, що турбулентності, що виникають у гідроциклонах, можуть звести до нуля ефект очищення, якщо осад механічно не стабільний.

До пристроїв відцентрового типу відносяться гідроциклони (відкриті – для виділення домішок, що осідають і спливають, і напірні – тільки агрегатостійких грубодисперсних домішок, що осідають) і центрифуги (для видалення з води тонкодисперсних домішок застосовують гідроциклони малого діаметру – мультициклони).

Якщо після попереднього освітлення у відстійниках, освітлювачах або в гідроциклонах не вдається отримати воду необхідної якості, то її доочищують за допомогою фільтрування, виділяючи тонкодисперсні, колоїдні, тверді або рідкі частинки.

Водоочисні споруди, на яких відбувається процес фільтрації, називаються фільтрами. При фільтруванні проходить розділення рідкої і твердої фаз за допомогою пористої перегородки під дією різниці тиску, що створюється надлишковим напором або розрідженням повітря.

Рідка фаза проходить через пори перегородки і збирається у вигляді фільтрату, а тверда (осад) затримується на поверхні перегородки. В залежності від виду фільтруючого середовища, фільтри діляться на тканинні, сітчаті, каркасні, наливні, зернисті і ін.



При очищенні шахтних вод, коли доводиться мати справу із великими об'ємами води, використовують фільтри з сітчатими елементами і фільтри із зернистим завантаженням, для роботи яких не потрібно великого тиску.

У шахтній воді, що відкачується на поверхню, містяться досить дрібні частки, аж до колоїдних. Швидкість осадження таких часток фактично дорівнює нулю, вони можуть довгий час знаходитися у воді.

Таким чином, забезпечується лише грубе очищення шахтних вод. У шахтних водах кількість грубих суспензій незначна і тому механічне відстоювання, а також фільтрація не застосовується.

Для прискорення процесу відстоювання і посилення його ефективності застосовують хімічні методи обробки води – вносять коагулянти і флокулянти, що мають заряд, протилежний заряду зважених часток.

В результаті заряди останніх нейтралізуються, починають злипатися, створювати важчі агрегати, які легко осідають, захоплюючи за собою частки, які ще не піддалися обробці коагулянтном. Як реагенти використовуються сірчаноокислий алюміній, сірчаноокисле і хлорне залізо, поліакриламід і інше.

Ефективність коагуляції підвищується при постійності складу і температури води, невеликій її витраті, а також правильному виборі коагулянта, рівномірному перемішуванню його у воді. Таким чином, осадження частинок – явище дуже складне і залежить від багатьох чинників: розміру і форми часток, реагентів, а також швидкості руху води, її в'язкості.

Слід врахувати, що флокуляція і коагуляція ефективно працюють тільки при концентрації завислих речовин більше  $40 \text{ мг/дм}^3$ , тоді як в більшості випадків шахтні стоки не містять суспензій у вказаному діапазоні концентрацій.

Інколи для попереднього освітлення забрудненої шахтної води перед водозбірниками головного водовідливу встановлюють невеликі резервуари-відстійники, призначені для затримання найбільш крупних частинок механічних домішок.

У технологічних схемах очистки передбачено, що умовно чисті шахтні води в об'ємі до половини загальношахтного водопритоку, уловлюють і через ізольовані водоводи збирають у водозбірники дільничного або головного водовідливів.

Забруднені шахтні води самопливом поступають на очисні споруди дільничного водовідливу, обладнані похилими тонкошаровими модулями. Навіть просте відстоювання призводить до деякого зниження концентрації забрудників. При цьому одночасно знижується зміст  $Fe^{2+}$  на 81%,  $Fe^{3+}$  – до 27%,  $Al^{3+}$  – на 45-58%,  $SO_4^{2-}$  до 88% з освітленням води і утворенням рихлого осаду. Паралельно відбувається зниження вмісту у воді іонів кальцію в 3,7 і магнію в 2,1 рази з відповідним пониженням загальної жорсткості води з 16,12 до 4,75 мг-екв/дм<sup>3</sup>.

Основними споживачами шахтних вод є: технологічні процеси на збагачувальних фабриках і установках з мокрим збагаченням вугілля; профілактичне замулювання і гідрозакладка виробленого простору; котельні, лазні і пральні; боротьба з пилом в підземних виробленнях, на технологічних комплексах поверхні шахт і на збагачувальних фабриках.

### 1.3 Пом'якшення та знесолення шахтних вод

Одним з головних є завдання очищення шахтних вод, що містять велику кількість мінеральних солей. В деяких випадках для очищення шахтних вод намічено будувати опріснювальні установки, економічна вигідність яких визначається тим, що очищені шахтні води можуть бути використані на ТЕЦ.

Використання шахтних вод на технічні і технологічні потреби додатково вивільняє в рік 60 млн. м<sup>3</sup> питної і технічної води (з 160 млн. м<sup>3</sup>, споживаних шахтами за рік).

Останніми роками ряд організацій проводять в Донбасі дослідження по опрісненню шахтних вод. Так, на шахті «Петровська» працює дослідно-промислова опріснювальна установка електродіалізу, на шахті «Терновська»

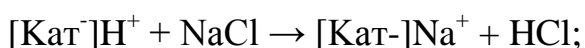
— дослідно-промислова адіабатична опріснювальна установка. Вже в 1975 р. для технічних і технологічних цілей було використано 42 млн. м<sup>3</sup> очищеної шахтної води, а для потреб сільського господарства близько 22 млн. м<sup>3</sup>. Крім того, велика частина очищеної води пішла на поповнення водних запасів багатьох водосховищ.

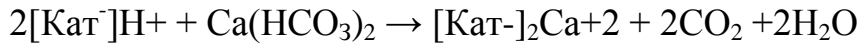
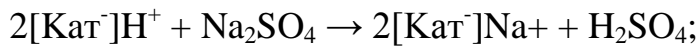
Знесолювання шахтних вод є складним і дорогим процесом. Після знесолювання тим або іншим методом, вода використовується на ТЕЦ і в котельних вугільного підприємства. Суть знесолювання полягає в зниженні солевмісту води до декількох міліграм або доль міліграм на 1 л. Знесолювання води може бути досягнуте іонним обміном, електродіалізом в багатокамерних апаратах і іншими методами.

Вибір методу знесолювання води обумовлений вимогами до якості знесоленої води і економічними міркуваннями. Вартість знесолювання води іонним обміном сильно зростає із збільшенням солевмісту води; одночасно знижується глибина знесолювання води. Тому знесолювання іонним обміном використовується переважно для води з солевмістом менше 800 - 1000 мг/л [5].

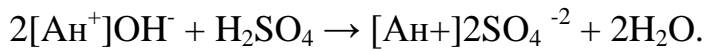
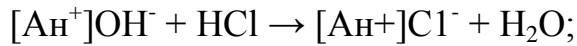
Очищення шахтної води методом іонного обміну останнім часом набуває більшого поширення, оскільки цей метод дозволяє утилізувати коштовні домішки, очищує воду до гранично-допустимих концентрацій і забезпечує можливість використання очищених вод у виробничих процесах або системах оборотного водопостачання. Знесолювання води іонним обміном досягається шляхом фільтрації її через гранульовані катіоніти і аніоніти, що являються полімерними і нерозчинними у воді, відповідно органічними кислотами і основами.

При контакті з Н<sup>+</sup>-катіоном або при фільтруванні води через шар гранульованого Н<sup>+</sup>- катіоніта в результаті обміну катіонів розчинених у воді солей на Н<sup>+</sup>-іони, розчинені у воді солі перетворюються на відповідні кислоти:





При фільтруванні води через гранульований ОН-аніоніт відбувається сорбція сильних кислот аніонітом, вуглекислота заздалегідь видаляється з води аерацією:



Слабкі кислоти (кремнієва і вугільна) сорбували лише тими аніонітами, які мають сильноосновні активні групи. Але і на цих аніонітах сорбція слабких кислот відбувається лише після попереднього видалення сильних кислот. Процес видалення аніонів сильних кислот здійснюють на I рівні знесолювання на фільтрах, завантажених слабоосновним аніонітом. На катіонітних і аніонітних фільтрах II рівня здійснюють дознесолення води. При цьому аніонітні фільтри II рівня завантажені сильноосновним аніонітом, що затримує аніони слабких кислот. Після виснаження ємкості поглинання Н-катіонітні фільтри регенерують 1-1,5%-ним розчином кислоти.

Треступінчата іонітна установка, що знесолює, дозволяє понизити загальний солевміст води з 100-500 до 0,05-0,1 мг/л, у тому числі вміст кислоти до 0,02-0,05 мг/л. Замість двох фільтрів (Н і ОН - фільтрів третього рівня) в установці для повного знесолювання може бути застосований фільтр із змішаним катіонітно-аніонітним завантаженням. Доповнення цих фільтрів до одно або двоступінчатої установки дозволять значно збільшити глибину знесолювання води.

Питому витрату сірчаної кислоти на регенерацію фільтрів другого і третього рівня приймають, рівним 100г на 12-еквівалентів робочої змінної ємності катіоніту у фільтрі.

Відпрацьований регенераційний розчин і промивні води цих фільтрів в стік не скидають, а використовують для регенерації аніонітних фільтрів першого рівня. При проектуванні установок для глибокого знесолювання води слід передбачати комунікації і баки, що дозволяють збирати, зберігати і

подавати на фільтри першого рівня відпрацьовані регенераційні розчини і промивні води фільтрів [6].

Окрім іонного обміну для знесолювання шахтних вод часто застосовують метод електродіалізу. Процес видалення солей з води електродіалізом полягає в наступному. Якщо в середнє відділення ванни, розділеної діафрагмами на три відділення, залити воду, що містить розчинені солі, наприклад хлорид натрію, а в крайнє відділення, залите чистою водою, помістити електроди і вести електродіаліз, то аніони переноситимуться струмом в анодний простір. На аноді виділятиметься кисень і хлор, і утворюватиметься кислота. Одночасно катіони переносяться в катодний простір. На катоді виділяється водень, і утворюється луг. Ефективність процесу знесолювання води різко підвищується в результаті вживання в електрохімії активних (іонообмінних) діафрагм, здатних пропускати іони лише одного знаку. Завдяки селективній іонній провідності, а так само високому опору іонітних діафрагм, їх вживання дозволить підвищити коефіцієнт виходу по струму до 85-95%.

Метод електродіалізу широко застосовується в даний час. Цей метод є перспективним для очищення шахтних вод від зважених і колоїдних часток, які можуть засмічувати йонітні діафрагми [7].

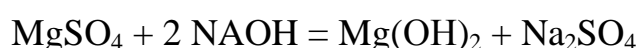
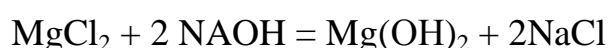
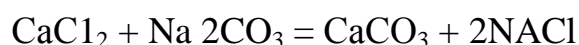
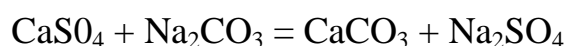
Вимоги, що пред'являються в промисловості, до якості споживаної води визначаються специфічними умовами тих або інших технологічних процесів, наприклад, багато виробництв вимагають м'якої води, тобто що не містить солей кальцію і магнію.

Суть пом'якшення води полягає в тому, що у воді за допомогою тих або інших методів знижують концентрацію катіонів кальцію і магнію, що обумовлюють жорсткість води [6]. Жорсткістю води називають суму концентрацій розчинених в ній з'єднань кальцію і магнію. Виражають жорсткість в еквівалентах (міліграм-еквівалент або мікрограм-еквівалент в літрі). Раніше вважали, що лише цими з'єднаннями обумовлена здатність води утворювати накип при нагріванні або випаровуванні. Така думка ґрунтувалася

на тому факті, що вживання природної необробленої води для живлення казанів приводило до утворення накипу, на 90-95% що складається із з'єднань кальцію і магнію. Домішки оксидів заліза, інколи міді, цинку і інших речовин вважали випадковими і помилково за ними не визнавали самостійної здатності до накипоутворення. Було відмічено, що нагрівання природної води до кипіння і підтримка цього кипіння протягом деякого часу помітно знижує жорсткість води із-за часткового випадання кальцію і магнію у вигляді вуглекислих солей. Для магнію був встановлений складніший склад осаду. Жорсткість, що залишається після кип'ячення, вже не виділялася в осад, цю жорсткість стали називати постійною, а різниця між загальною жорсткістю і постійною отримала назву усуненої жорсткості або тимчасової.

Таким чином, першим способом зм'якшування природних вод і було їх нагрівання і кип'ятіння. Для пом'якшення води застосовують наступні методи: термічні (засновані на нагріванні води, її дистиляції або виморожуванні); реагентні (при яких іони  $\text{Ca}^{2+}$  і  $\text{Mg}^{2+}$ , що знаходяться у воді, зв'язуються різними реагентами в практично нерозчинні з'єднання); іонного обміну (засновані на фільтруванні пом'якшеної води через спеціальні матеріали, що обмінюють іони  $\text{Na}^+$ ,  $\text{H}^+$ -йони на  $\text{Ca}^{2+}$  і  $\text{Mg}^{2+}$  що містяться у воді); комбіновані методи осадження. Всі способи пом'якшування води, які супроводжувалися утворенням опадів, отримали назву методів осадження.

Іони кальцію і магнію утворюють ряд малорозчинних з'єднань як реагенти-осаджувачі пропонувалися сода і їдкий натр, сода і гідроксид кальцію, фосфат натрію, щавлевокислий натрій і їдкий натр і ін. Практичне вживання отримали лише сода і  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , рідше сода і їдкий натр. Реакції, що протікають при обробці води цими реагентами, представляють у вигляді хімічних рівнянь:

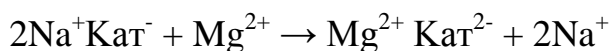
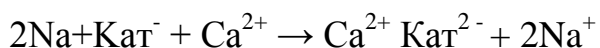


Проте вочевидь, що всі ці процеси зводяться по суті до з'єднання іонів кальцію і іонів  $\text{CO}_3^{2-}$  в малорозчинний карбонат і до з'єднання іонів магнію з гідроксильними іонами в малорозчинний  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ . Аніони ж, які присутні у воді разом з іонами  $\text{Ca}^{2+}$  і  $\text{Mg}^{2+}$ , так само як і іони натрію реагентів, що вводяться, — соди і їдкого натра, залишаються в розчині. Отже, глибина пом'якшення води цими методами залежить від розчинності з'єднань, що утворюються, тобто  $\text{CaCO}_3$  і  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ , і міри наближення води до стану рівноваги, тобто характеризується швидкістю виділення (кристалізації) цих з'єднань. Сильний вплив на швидкість кристалізації, а значить, і на повноту пом'якшення, надає інтенсивність перемішування, що сприяє підвищенню контакту розчину, з якого походить виділення (кристалізація) речовини, з твердими поверхнями часток, що вже утворилися. Іншим способом інтенсифікації процесу кристалізації є вживання інтенсивного перемішування води з реагентами. Проте за всіх найоптимальніших умов жорсткість води шляхом вапняно-содового пом'якшення не вдається знизити глибше, ніж до 0,15-0,20 мг-екв/л. Оскільки для сучасної енергетики необхідне набагато глибше пом'якшення, то вапняно-содовий спосіб не застосовується в даний час для підготовки живильної води. Не виключено, що цей спосіб відродиться для обробки деяких стічних вод, що виходять при експлуатації ТЕЦ.

Катіонування води завжди проводять в динамічних умовах, тобто в умовах фільтрування води через шар катіоніту. У переважній більшості технологічних схем, вода через шар катіоніту рухається в напрямі зверху вниз. У найбільш поширених катіонітних установках, обладнаних фільтрами насипного типу, шар катіоніту при роботі фільтру нерухомий. Швидкість фільтрування води визначається в основному конструктивними особливостями вживаної апаратури. У фільтрах різного типу значення робочої швидкості руху води змінюються від 10 до 125 м/годину.

На-катіонування води повинне забезпечити заміну катіонів, що містяться у воді, на іони натрію. При обробці природних вод, Na-катіонування служить в основному для зм'якшування води, тобто видалення з неї іонів  $\text{Ca}^{2+}$  і

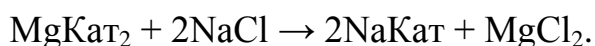
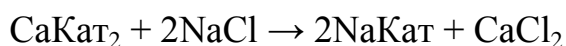
$Mg^{2+}$ . Реакції обміну в цьому випадку виглядають так:



де  $Kат^-$  - тверда нерозчинна у воді частина молекули катіоніту, що має негативний заряд.

При  $Na^+$ -катіонуванні жорсткої води на кожен еквівалент поглинених з розчину іонів  $Ca^{2+}$  і  $Mg^{2+}$  в розчин поступає один еквівалент іонів  $Na^+$ . Концентрація кожного з присутніх в розчині аніонів, так само як і їх сумарна концентрація, в процесі  $Na$  - катіонування залишається постійною, оскільки аніони не можуть брати участь в іонному обміні на катіоніті. Загальна лужність води і окремі її форми в процесі  $Na$ -катіонування не змінюються. Загальний солевміст, виражений в масових одиницях, зростає тим більше, чим більше доля магнію в загальній жорсткості вихідної води. Значення жорсткості  $Na$ -катіонітної води визначається умовами регенерації катіоніту.

Можливість регенерації катіоніту, тобто переводу його у вихідну форму, обумовлюється оборотністю реакцій йонного обміну. Для здобуття катіоніту в  $Na$ -формі необхідно, аби відпрацьований йоніт контактував з розчином якого-небудь з'єднання натрію. При виборі конкретного реагенту враховують розчинність продуктів регенерації, що утворюються. З числа реагентів, що дають добре розчинні продукти регенерації, вибирають найбільш дешевий і недефіцитний продукт. Всім перерахованим вимогам відповідає куховарська сіль, тому її застосовують на  $Na$ -катіонітних установках. Реакції регенерації катіоніту розчином хлориду натрію:



У йонітних фільтрах насипного типа очищення води, у тому числі і  $Na$ -катіонітне, завжди проводиться на не повністю регенованих іонітах. Кількісною мірою неповноти регенерації є міра регенерації, під якою розуміють відношення різниці між повною змінною ємністю шару іоніту  $E_{сл}$  і кількістю іонів  $g_{ост} = 0$ , що залишилися після регенерації, до повної змінної



ємності шару:

$$\text{Міра регенерації} = (E_{\text{сл}} - g_{\text{ост}}) / E_{\text{сл}} = 1 - (g_{\text{ост}} / E_{\text{сл}})$$

При повній регенерації, коли  $g_{\text{ост}} = 0$ , міра регенерації дорівнює одиниці, у всіх останніх випадках вона менше одиниці.

Міра регенерації шару Na-катіоніта залежить від вмісту в розчині кухонної солі сторонніх катіонів (в основному  $\text{Ca}^{+2}$  і  $\text{Mg}^{+2}$ ), концентрації і витрати регенеруючого розчину. При вельми великій витраті регенеруючого розчину постійного складу в системі катіоніт – регенеруючий розчин встановлюється рівновага. При цьому розподіл іонів  $\text{Ca}^{2+}$  і  $\text{Mg}^{2+}$ , що залишаються в катіоніті, по всій висоті шару виходить однаковим. Чим більше в кухонній солі кальцію і магнію, чим вище їх концентрація в відрегенованому катіоніті, тим більше залишкова жорсткість фільтрату в подальшому циклі того, що Na-катіонування води.

Зазвичай в цілях економії солі не добиваються встановлення рівноваги всього об'єму катіоніту, що знаходиться в колонці, з вихідним розчином NaCl і обмежуються пропуском менших кількостей регенераційного розчину. Концентрація йонів  $\text{Ca}^{2+}$  і  $\text{Mg}^{2+}$ , що залишаються в катіоніті, по висоті шару при цьому виявляються неоднаковими [8].

Одним з найбільш дешевих і ефективних способів пом'якшення шахтної води є метод реагентної обробки за допомогою вапна. Доцільно використовувати вапнування для пом'якшення вод з лужністю, що перевищує загальну жорсткість.

Хімізм вапнування може бути представлений наступними рівняннями:



Друга реакція протікає при підвищеній дозі вапна (ведення процесу в гідратному режимі, тобто при  $\text{pH} > 9$ ), а також при підігріванні (в ході процесу утворюється і випадає в осад  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  – гідроксид магнію).

Ефективність процесу вапнування води залежить від цілого ряду чинників:

- правильного дозування вапна задовільної якості і використання методу коагуляції;
- підігрівання води до строго заданої температури;
- багатократного використання шламу, що утворився, для поглиблення процесу обробки;
- вибору оптимальних режимів руху оброблюваної води у відстійниках-освітлювачах.

Нейтралізацією початкової води до вапном оптимальної концентрації до величини  $pH=4,9-5,0$  забезпечується первинне осадження. Осад, що утворюється, повільно осідає із швидкістю 0,72 м/год. Осад гідроксиду алюмінію (до 100 м<sup>3</sup>/год.) після добового ущільнення зневоднюється на вакуум-фільтрі (питома продуктивність  $Z=2,5-2,8$  кг/м<sup>2</sup>·год.) і з вологістю 85% із швидкістю відповідної для першого і другого складів шахтної води 967,3 і 407,5 кг/год. поступає на переробку для виробничих потреб. Добове ущільнення вимагає резервуарів з дуже великими робочими об'ємами.

Осаду утворюється дуже багато, він рихлий і навіть після фільтрації має високу вологість. Освітлена вода навіть після очищення залишається сильно забрудненою солями заліза і важких металів. Для видалення із неї іонів двовалентного заліза (кислих шахтних вод) доводиться донейтралізовувати її вапняним молоком до величини  $pH$  8,5-9,0 з повним видаленням іонів двовалентного заліза у тверду фазу.

Процеси вапнування доцільно поєднувати з коагуляцією і здійснювати її за допомогою таких реагентів, як сірчанокисле залізо  $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ ,  $Al_2(SO_4)_3$  та сірчанокислий алюміній. В результаті коагуляції відбувається зниження окислюваності зважених речовин та сполук заліза. Домішки переходять у тверду фазу, завдяки чому спрощується їх переробка при створенні безстічних схем. Але значного зниження ХСК і мінералізації коагуляція дати не може.

Для видалення осаду, що утворюється, в схемі водопідготовки необхідно передбачати освітлювач і механічний фільтр або проточну центрифугу типа ОГШ, або відстійники з блоками тонкошарового відстоювання.

Залежно від вимог споживача до якості пом'якшеної води остання або може використовуватися безпосередньо після механічного фільтру, або направлятися на доочистку. Доочистку води рекомендується проводити за допомогою іонітних та катіонітових фільтрів.

Знесолення води. Схема знесолювання методом іонного обміну включає ряд додаткових операцій, пов'язаних із завершеністю циклу водопідготовки: обробка і утилізація шламів, що утворюються, і рідких регенераційних стоків (розсолів).

Оптимальна доза вапна складає 100-500 мг/дм<sup>3</sup>; залишкова жорсткість при цьому є у межах 1,4-1,8 мг-екв/дм<sup>3</sup>. Таким чином, в результаті порушення вуглекислотної рівноваги вправо, при вапнуванні відбувається часткове пом'якшення води (видаляється перш за все карбонатна жорсткість), зниження лужності (розпад  $\text{HCO}_3^-$ ), декарбонізація (видалення  $\text{CO}_2$ ), часткове зниження сухого залишку (солевміст). Проте солевміст залишається високим (2300 мг/дм<sup>3</sup>) і не відповідає вимогам до води, що використовується для підживлення котлів. Тому необхідне глибше пом'якшення і знесолювання води.

Ці операції здійснюються послідовно на катіонітовому фільтрі. При цьому досягається різке зниження солевмісту води.

Таким чином, шахтні води середньої мінералізації можна шляхом відповідної підготовки довести до норм якості води, що використовується у зворотних системах охолодження, а також для живлення котлів систем отримання гарячої води та пари.

Сучасний підхід до вирішення проблеми охорони навколишнього природного середовища спрямований на розробку безвідходних (маловідходних) технологій, у тому числі безстічних схем водопідготовки, утилізації відходів, які утворюються при цьому.

Лужні компоненти (карбонат кальцію і гідроксид магнію), що містяться у шламах із процесів водопідготовки з використанням шахтних вод, можуть бути використані для нейтралізації кислих стічних вод, як в'язучи при

виробництві бетонів і силікатної цеглини, а також замість вапна в штукатурних і кладкових розчинах.

Застосування вапнування забезпечує сприятливу зміну основних показників якості обробленої води, що приводить до економії кислоти і лугу при подальшому знесолеванні вапнованої води методом іонного обміну, тобто зменшенню об'єму регенераційних стоків. Реагентний метод – надійний. Але об'єми шахтних вод дуже великі і запропоновано використовувати доочистку стічних вод на іонітах. Іонний обмін – ефективний метод знесолення, але в ході регенерації іонообмінних смол утворюються ще більш мінералізовані регенераційні стоки.

Зворотний осмос і електроосмос потенційно теж можуть бути використані для доочистки шахтних вод після вапнування, але враховуючи граничність об'єму переробки, використання цих методів економічно нереально.

Рідинні регенераційні стоки, які утворюються від доочистки води на іонітах представляють собою багатокомпонентні системи, що містять розчинені солі. Їх переробка здійснюється із застосуванням електролізу, випаровування, кристалізації. Для вибору таких методів слід визначити їх кількісний сольовий склад, оцінити можливість розділення сумішей і експериментально досліджувати процеси виділення солей по спеціальній схемі.

Відомий метод опріснення стічних вод електродіалізом, котру перед цим обробляють на катіонітових і сульфоугольних фільтрах. З метою зменшення кількості мінералізованих стоків, та здешевшення очистки, запропоновано воду опріснювати в електродіалізаторі в катодній камері в кислій середі . (Патент США № 3341774 кл. 204-180. 12.09.67). Недолік даного методи отравлення мембран полівалентними іонами. Тому розроблено метод, в якому шахтні води перед електродіалізом підкислюють до рН 0,5-3 (Патент СРСР № 655653 від 08.04.79).

Відомий метод пом'якшення води сумішю соди та вапна. В присутності затравок, наприклад піску або карбонату кальцію чи магнію. Та цей процес протікає повільно, а затравки мало ефективні (Патент США № 3262877, кл. C02 B1/22, 1966).

Розроблено реагентний метод де пом'якшення води здійснюють за допомогою луку і соди, у кількості не менше 105% від стехіометричного, в присутності осаду, виділеного раніше з цієї води, с послідуочим відділенням разом з новутвореним осадом. Недолік цього методи, тривалість процесу і великий вологовміст осаду.

На базі цього способу проведенні дослідження по обробці води лугом і содою, в присутності осаду, що спочатку висушують та з подальшим відстоюванням (Патент СРСР № 857015 від 25.08.81).

Проведено ряд досліджень по запобіганню відкладення сульфату кальцію з високомінералізованих вод шляхом вводу в них інгібітуру накипуутворювача і кристалічною затравки, з послідуочим упарюванням. Ці методи різняться тим, що в одних, з ціллю підвищення ступеню запобігання і зниження витрати реагентів, інгібітори накипоутворення вводять у вигляді водорозчинних похідні поліетиленполіаміну або поліетилен аміна з амінометилфосфоновими групами або їх суміш, при чому інгібітор вводять до упарювання. А кристалічну затравку по досягненню ступеню перенасищення по сульфату кальцію 100-130 % 9Патент США № 3619427, кл. 210-58, 16.11.71; Авторське свідоцтво СРСР № 307070 кл. С 02В 5/00. 10.04.69; патент Японії № 48-15796. кл. 13 (7) В 10. 12.04.73; Патент СРСР № 712395 від 30.01.80).

Відомий винахід установки водопідготовки для пересувних котелень. В якій, з метою зменшення витрат, встановлено додатковий бак зм'якшеної води, з'єднаний з входом до натрій-катіонітного фільтру. Цей спосіб дозволяє проводити обробку високомінералізованих вод жорсткістю більше 10 мг-екв/л, без загіпсування катіоніту, та попереднього зм'якшення води (Патент № 1257060 кл. С 02 F від 15.09.86).

Розроблені апарати термічного пом'якшення вод, різних вдосконалених конструкцій - з нахиленими перегородками та без, з додатковими теплообмінниками в різних частинах апаратів (Авторське свідоцтво СРСР № 632655. кл. CO2 B 3/04, 1977; патент СРСР № 856998, від 25.08.81).

#### Висновки по аналітичному огляду

Використання методів по'якшення вапнуванням і доочистки шахтних вод іонним води є актуальним і перспективним через наступні причини:

1. За рахунок повторного використання шахтної води, в якості теплоносія для котельних, може бути досягнута значна економія питної води, запаси якої в світі обмежені.

2. Ці методи дають можливість зменшити збиток, що наноситься довкіллю, за рахунок скорочення скидання шахтних вод у водоймища.

3. Застосування вапнування забезпечує сприятливу зміну основних показників якості обробленої води, що приводить до економії кислоти і лугу при подальшому знесолеванні вапнованої води методом іонного обміну, тобто зменшенню об'єму регенераційних стоків. Комбінований метод знесолення дозволить використовувати і високо мінералізовані шахтні води.

Таким чином, існує реальна потреба практичного вживання технологічних схем очистки шахтних вод, з використанням вапна і іонітних катіонів в теплоенергетиці, для підживлення водогрійних котлів і тепломереж, а також живлення парових котлів низького і середнього тиску.

## 2 ОБГРУНТУВАННЯ ОБРАНОГО НАПРЯМКУ ДОСЛІДЖЕНЬ

У зв'язку із зростанням дефіциту водних ресурсів у ряді областей України шахтні води розглядаються як джерела водопостачання для задоволення технічних і, в деяких випадках, навіть питних потреб.

Шахтні води Лисичанського вугільного басейну відносять до високомінералізованих, з великою кількістю зважених речовин. Вони не можуть бути використані в промисловості без очищення. Їх скид у водні об'єкти без попереднього очищення призводить до значного забруднення природних вод.

Шахтні води можна шляхом відповідної очистки довести до норм якості води, що використовується у зворотних системах охолодження, а також для живлення котлів систем отримання гарячої води та пари.

Загальні вимоги до технології очистки шахтних вод у цьому випадку наступні:

- технологія очищення має передбачати всі основні стадії: видалення зважених речовин, знезараження, пом'якшення, обробка осаду;

- видалення зважених речовин має проводитися в один або два ступеня в залежності від їх концентрації в воді;

- пом'якшення води також необхідно проводити в два ступеня – пом'якшення вапнуванням, а в разі використання у котлах глибоке пом'якшення на катіонітових фільтрах;

- технологія очищення має забезпечувати отримання води необхідної якості, яка має забезпечувати можливість широкого використання очищеної води на виробничі потреби підприємства і задовольняти умови скиду залишкового об'єму у водойми.

Очисні споруди, які працюють по даній технології, призначені для очищення шахтної води з метою подальшого їх використання як теплоносія для підживлення водогрійних котлів і тепломереж, а також живлення парових котлів низького і середнього тиску, та в якості технічної води.

Створення оптимальної технологічної схеми очистки шахтних вод дозволить зменшити екологічний збиток від забруднення водних об'єктів шахтними водами, а також понизити витрати підприємства на закупівлю питної води для теплових станцій. Використання такої схеми дозволить вирішити гостру екологічну проблему, що виникла довкола скидання вугільними підприємствами Донбасу високомінералізованих шахтних вод в поверхневі водні об'єкти.



### 3 ТЕОРЕТИЧНА ЧАСТИНА

#### 3.1 Характеристика підприємства та шахтних вод

ОП «Привольнянська шахта» здана в експлуатацію в 1939 р. Виробнича потужність — 330 000 т в рік. Видобуток вугілля за 2003 р. склав 165,6 тис.т, за 2015 рік – 46,615 тис.т. Шахтне поле розкрите чотирма центральними вертикальними стволами, з яких головний ствол пройдений до горизонту 213 м, допоміжний ствол, що діє, пройдений до горизонту 840 м. Пройдений в 1985-1987рр. до горизонту 840 м. ствол №3 використовується для подачі в шахту свіжого повітря.

На шахті ведуться підготовчі роботи в двох прохідницьких забоях буропідривними способами. Видача гірської маси з шахти здійснюється шістьма стрічковими конвеєрами загальною довжиною 2340 м з горизонту 840 м до горизонту 213 м, далі по стволу на поверхню.

Водоспоживання шахти Привольнянська складає 106,1 тис. м<sup>3</sup> на рік (табл. 3.1). Вода купується у виробничому управлінні Лисичанськ-водоканал за ціною 684 грн. за 1000 м<sup>3</sup>. Вода в об'ємі 160,099 тис. м<sup>3</sup> використовується на господарсько-питні потреби шахти.

При видобутку вугілля утворюється 444,5 тис. м<sup>3</sup> шахтних вод. З цього об'єму 76,9 тис. м<sup>3</sup> передається іншим споживачам. Весь об'єм шахтних вод (1367,6 тис. м<sup>3</sup>), що залишився, скидається в річку Сіверський Донець. Вміст забруднюючих речовин в стічних водах складає: БПК<sub>повн</sub> — 3,0 мг О/л, зважені речовини — 2,1 мг/л, сухий залишок — 2813 мг/л. Щорік із стічними водами у водні об'єкти потрапляє 410 т азоту, 2,6 т нітритів, 1,4 т нітратів, 599 т хлоридів і 0,03 т фосфатів (табл.3.2).

Таблиця 3.1 -Характеристика водоспоживання

Назва джерела	Води		Забрано або отримано спочатку року, тис. м <sup>3</sup>	Ліміт використання	Фактично використано води тис. м <sup>3</sup>		Передано іншим споживачам, тис. м <sup>3</sup>
	водного об'єкту	категорії якості			всього	На господарчо-побутові потреби	
1	2	3	4	5	6	7	8
Лисичанськ-водоканал	60/0904501/А30/Доп/0218/	ПК	106,1	140,9	106,099	106,099	-
При видобутку вугілля	61/А30/Доп 02181/	Ш	1444,5	-	76,9	-	76,9

Таблиця 3.2 - Характеристика водовідведення

Назва джере-ла	Коди		Відве-дення води, тис. м <sup>3</sup>	Вміст забруднюючих речовин в стічних водах, мг/л			Скинута у водні об'єкти, т						
	водного об'єкту	кате-горії якості		БПК <sub>п</sub>	Зваже ні рече-вини	Су-хий зали шок	Азот	нітриг	нітрати	хлориди	сульфати	ХПК	Фосфати
р. Сівер-ський Донець	20/А30 / Доп. 0218/	ШР	1367,6	3,0	2,1	2813	410	2.6	1.4	599	186	0.1	0.03
ККП-3	95/СТ О/0900 9/		106,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

### 3.2 Вплив шахтних вод на водне середовище

Підприємства вугільної промисловості Донбасу наносять великої шкоди водним ресурсам: 1) вичерпують підземні води при осушені в період будівництва і експлуатації шахт і кар'єрів; 2) забруднюють поверхневі води недостатньо очищеними шахтними, кар'єрними, виробничими стічними водами із поверхневого комплексу шахт, розрізів, збагачувальних фабрик, заводів; 3) господарсько-побутовими водами працівників виробництва; 4) комунально-побутовими водами селищ, які знаходяться на балансі вугільних підприємств.

Шахтні і кар'єрні води ще називаються рудниковими або попутно-забралими, які формуються завдяки поверхневим і підземним водам, що проникають у вироблений простір. Ці води складають основну частину (74.76%) стічних вод вугільної промисловості. Вони також наносять велику шкоду навколишньому середовищу [12].

При проходці виробок і проведенні очисних робіт навколо виробок і над виробленим простором формуються так звані депресійні поверхні (лійки),

наявність яких вказує на поступове зниження рівня води у водоносному горизонті, хоча приплив її може бути тривалим і значним.

Утворення депресійної лійки різко порушує режим водоносних пластів. Якщо запаси води в окремому пласті невеликі порівняно з відтіканням, то поступово відбувається осушення підробленої частини водоносного пласта і навіть припинення припливу. При великих запасах води у водоносних пластах приплив її в шахту в міру посування очисних робіт зростає.

В районах інтенсивної розробки вугільних родовищ через утворення депресійних лійок спостерігається загальне пониження рівнів підземних вод, що позначається на стані водопостачання населення, які одержують воду з трубчастих і, в особливості, з шахтних колодязів.

Дебіт шахтних вод залежить від природних і технологічних чинників. До природних – відносяться: гідрогеологічні умови родовища (режим обводнення і наявність водних джерел), кількість атмосферних опадів, що надходить на водозбірну площу шахти, швидкість фільтрації води у водоносних пластах. Технологічні чинники: масштаби попереднього осушення шахтних полів, глибина розробки, схема розкриття і відпрацювання шахтного поля, система розробки, використання, води в технічних цілях (гідродобування, зрошення і інше).

При проведенні підземних гірничих робіт утворюються три види водоприливів (три системи обводнення) по шахтному полю: при проходці підготовчих і основних виробок; при очисних роботах; з погашених виробок. Таким чином, вода у вироблений простір може потрапляти з трьох або чотирьох боків: зверху при наявності пор і тріщин на поверхнях його стелі, при врізанні виробок у водоносні горизонти; з боків і знизу – який може бути обумовлений відповідним напором депресійної поверхні природних вод або напором води із затоплених шахт і раніше підроблених елементів шахти.

Стікаючи по виробленому простору і гірничих виробках шахтні води забруднюються і збагачуються різними твердими та розчинними речовинами. Якісний склад шахтних вод різноманітний і істотно відрізняється по вугільних

басейнах. В більшості випадків ці води мають властивості, які виключають їх використання для питних або технічних потреб без попереднього очищення.

Основна частка забруднюючих речовин припадає на завислі речовини, концентрація яких у водах, що надходять з мокрих лав сягає 10...15 тис. мг/л, з сухих – 4...5 тис. мг/л. Це вугільний пил і дрібна пуста порода, які утворюються при руйнуванні вугільного пласта в діючих забоях або залишилися в старих – при їх недостатньому захисті. Крім того, в шахтних водах можуть міститися солі, луги, кислоти, мікроорганізми, включаючи кишкову групу, нафтопродукти і мастила, які потрапляють в шахтні води внаслідок праці гірничих машин і механізмів.

Основними напрямками розв'язання проблеми зниження забрудненості шахтних вод є: 1) запобігання забрудненню великих об'ємів умовно чистих вод; 2) очищення води в підземних умовах з дільниць видобування вугілля; доочищення шахтних вод в наземних умовах.

### 3.3 Опис технологічної схеми очистки вод

Шахтна вода поступає в первинний гравітаційний освітлювач для видалення грубих домішок та піску (поз.1). Після цього частково освітлена вода поступає на грубий фільтр, для видалення завислих речовин.(поз.2). Після цього вода подається насосною станцією першого підйому і поступає у вертикальний змішувач (поз.3). З баку розчину коагулянт (поз.4) і із витратного баку вапняне молоко (поз.5), поступають в змішувач, де відбувається їх змішування з водою, яку очищують. У свою чергу флокулянт з розчиново баку (поз. 6) надходить у витратний бак (поз.7), де за допомогою циркуляційного насосу для перекачування (поз. 10) поступає в дозатор (поз. 8), а потім в ежектор ( поз. 9), звідки поступає в змішувач (поз.3) до інших реагентів. У разі потреби, після змішувача встановлюється двоступеневий Na-катіонітовий фільтр (поз. 3.1).

Із змішувача (поз. 3) (або катіонітового фільтру) вода подається в горизонтальний відстійник (поз.11, 12), де освітлені води піднімаються на

поверхню. Після освітлювача вода поступає в трубопровід, куди с сатуратора (поз. 26) подається насосом насичений розчин  $\text{Na}_2\text{SiF}_6$ . Після чого вода подається на швидкі фільтри (поз. 13). Промивання фільтру здійснюється за допомогою резервуару з чистою водою (поз.16).

Знезаражена вода поступає в резервуар чистої води (поз.16) і за допомогою насоса другого підйому прямує споживачеві:

- на котельні, де проходить доочистка з глибоким пом'якшенням на катіонітових фільтрах;
- на виробництво, для душових кабінок, унітазів;
- скидається у водоем.

На виході з фільтрів частина очищеної води поступає в резервуар чистої води для промивання фільтрів (поз. 17), звідки зворотним потоком за допомогою відцентрового насоса подається на фільтри. Кількість промивань - 1-2 рази в добу. Промивна вода, що проходить через піскоуловлювач (поз. 23) поступає в резервуар-усереднювач промивної води ( поз.22). Після чого відцентровим насосом подається спільно з вихідною водою в змішувач.

Осад, який утворюється в баку розчину коагулянту, баку розчину поліакриламід, в самому змішувачі і шлам з витратного бака вапняного молока подають в резервуар для прийому осаду (поз. 18). Сюди ж поступає осад з освітлювача. Осад з резервуару для приймання осаду відцентровим насосом перекачується в ущільнювач осаду (поз. 19), звідки виходить ущільнений осад і поступає в ємність згущеного осаду (поз. 20). Осад, який згущують, відцентровим насосом (поз. 21) звідки вода, яка виділилася з осаду , подається в змішувач.

### 3.4 Матеріальні розрахунки

#### 3.4.1 Визначення дози коагулянту

Для каламутності 740 мг/л і кольоровості 110 град – доза сірчаноокислого глинозему ( $D_k$ ) визначається:

а) по кольоровості [3]:

$$D_k = 4 \sqrt{C} \text{ мг/л,} \quad (3.1)$$

де  $C$  – кольоровість вихідної води, град;

б) по каламутності [3]:  $D_k = 60$  мг/л. Для подальших розрахунків приймаємо більше значення дози коагулянту  $D_k = 60$  мг/л.

Добова витрата товарного сірчаноокислого алюмінію

Добова витрата визначається по формулі [3]:

$$Q_k = \frac{Q \cdot D_k}{100 P_c} \quad (3.2)$$

де  $Q$  – повна продуктивність очисної станції, м<sup>3</sup>/добу;  $D_k$  – доза коагулянту, мг/л;  $P_c$  – вміст безводного продукту в коагулянті, % (33,5 – відсоток активної речовини).

$$Q_k = \frac{240 \cdot 60}{100 \cdot 33,5} = 42,7 \text{ т}$$

Кількість коагулянту в розрахунку запасу на 30 днів складає 240 т.

Виходячи з умов повагонної доставки коагулянту приймаємо його мокре збереження в залізобетонних баках і сухі склади з розрахунку разового постачання коагулянту в кількості чотирьох вагонів по 60т.

Місткість баків-сховищ приймаємо з розрахунку 1,5м<sup>3</sup> на 1 т коагулянту. Осадову, підрешітчасту частину баків приймаємо 30% від загальної їхньої місткості. Для установки приймаємо 6 баків. Місткість кожного 18,0 м<sup>3</sup>, а місткість підрешітчастої частини 5,4 м<sup>3</sup>. Розміри баків 3×3м при висоті 2,0м.

Розчин забирається з відстійної частини баків-сховищ за допомогою поплавця і перекачується у видаткові баки, де розбавляється водою до 10%-ної концентрації

Визначення місткості видаткових баків

Місткість кожного з видаткових баків визначається за формулою [3]:

$$W_p = \frac{q n D_k}{10000} \quad (3.3)$$

де  $q$  – розрахункова витрата води в  $\text{м}^3/\text{год}$ ;  $q = \frac{27000}{24} = 1125$ ,

$n$  – час, на який заготовлюється розчин коагулянту ( $n = 12 \text{ год}$ );

$v$  – концентрація розчину коагулянту (у нашому випадку  $v = 10\%$ );

$p$  – питома вага розчину коагулянту ( $p = 1 \text{ т}/\text{м}^3$ );  $D_k$  – максимальна доза коагулянту ( $D_k = 60 \text{ мг}/\text{л}$ ).

$$W_k = \frac{q v D_k}{10000} = \frac{1125 \cdot 0.1 \cdot 60}{10000} = 0.675 \text{ м}^3/\text{год}$$

Приймаємо для установки 4 видаткових баки. Місткість кожного з чотирьох видаткових баків складає  $8.4 \text{ м}^3 (2.5 \times 2)$ .

Витрата повітря для розчинення коагулянту і його перемішування у видаткових баках приймається виходячи з інтенсивної подачі повітря: для розчинення -  $8-10 \text{ л}/\text{с} \cdot \text{м}^2$  і для перемішування –  $3-5 \text{ л}/\text{с} \cdot \text{м}^2$ .

Витрата повітря для одночасного приготування розчину в двох баках-сховищах

$$q_{\text{пов}}^1 = 2.5 \cdot 2 \cdot 9 \cdot 2 = 90 \text{ л}/\text{с},$$

де  $2.5 \cdot 2$  - площа бака для розчинення коагулянту;  $9$  – інтенсивність подачі повітря для розчинення  $\text{л}/\text{с} \cdot \text{м}^2$ ;  $2$  – кількість баків (два баки).

Витрата повітря для чотирьох видаткових баків

$$q_{\text{пов}}'' = 2.5 \cdot 2 \cdot 4 \cdot 4 = 80 \text{ л}/\text{с},$$

де  $2.5 \cdot 2$  – площа видаткового баку;  $4$  – кількість видаткових баків;

$4 \text{ л}/\text{с} \cdot \text{м}^2$  – інтенсивність подачі повітря для перемішування.

Загальна витрата повітря  $q_{\text{пов}} = 90 + 80 = 170 \text{ л}/\text{с}$ , або  $10.2 \text{ м}^3/\text{хв}$ .

Для подачі повітря приймаємо дві робочі і одну резервну повітрорудовки 1A12-30-4A ( $Q = 10 \text{ м}^3/\text{хв}$ ;  $H = 30 \text{ м}$ ;  $N = 22 \text{ кВт}$ ).

Дозування 10%-ного розчину коагулянту

Дозування розчину коагулянту здійснюється насосами-дозаторами НД-1600/10 з витратою  $1.6 \text{ м}^3/\text{год}$ ,  $p = 1.0 \text{ МПа}$ . Приймаємо для установки один

робочий і один резервний насоси. Реагент вводиться в трубопровід сирі води перед змішувачем.

#### Дозування флокулянту

Для інтенсифікації процесу освітлення води передбачимо застосування поліакриламідну. Застосовується 1%-ний розчин поліакриламідну, що поставляється в дерев'яних бочках масою нетто 100-150 кг. Склад для поліакриламідну прийнятий на 27-денне збереження. На складі встановлюється лопатева мішалка конструкції ЦКБ АКГ УРП-2. Робоча місткість бака 1,2м<sup>3</sup>, загальна місткість 2м<sup>3</sup>. Мішалка лопатева. Установка готує розчин 0,2%-ної концентрації. Тривалість розчинення однієї бочки 25-40хв. Тривалість циклу готування розчину ПАА, включаючи перемішування, завантаження, розмішування і перекачування у видатковий бак, дорівнює 2 год. Для перекачування розчину приймаємо насос типу 2К-20/30 (Q = 10-30 м<sup>3</sup>/год; Н = 24□34 м). Розміри витратних баків 2,5х1,3 (h). Число баків – 2, час спорожнювання бака – 6 год.

Дозування розчину провадиться дозатором постійної дози поплавкового типу. Розчин вводиться в збірну кишеню змішувача (необхідна різниця в часі із уведенням коагулянту)

#### 3.4.2 Розрахунок дози вапна

Для підлужування води прийняте вапно. Дозу вапна визначаємо по формулі [3]:

$$D_{\text{щ}} = K_{\text{щ}} \left( \frac{D_{\text{к}}}{l_{\text{к}}} - \frac{\text{Щ}_0}{100} \right) \quad (3.4)$$

де  $D_{\text{щ}}$  - доза вапна, мг/л;  $K_{\text{щ}}$  - коефіцієнт, рівний для вапна (по CaO) – 28;  $D_{\text{к}}$  – максимальна ( в період підлужування) доза безводного коагулянту, рівна 60мг/л;  $l_{\text{к}}$  - еквівалентна вага безводного коагулянту, мг-екв/л, прийнята для  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  – 57;  $\text{Щ}_0$  – лужність води, мг-екв/л (за умовою прикладу  $\text{Щ}_0 = 0,35$  мг-екв/л).



$$D_{\text{щ}} = K_{\text{щ}} \frac{28000}{100000} \quad (3.5)$$

Розрахунок добової витрати вапна

Добова витрата вапна (в перерахунку на CaO) складає:

$$Q_{\text{вап}} = \frac{28000}{100000}$$

Витрата товарного вапна зі вмістом 78% CaO складає:

$$Q_{\text{вап. тов.}} = \frac{13300}{78}$$

Вапно вивантажується в залізобетонні баки розміром 4,7x3,7x1,15м, де воно заливається водою і гаситься.

У баках зберігається вапняне тісто. Одна тонна вапна-кипілки у виді тіста займає об'єм 2,8 м<sup>3</sup>.

Для збереження прийнято 4 баки місткістю 20м<sup>3</sup>(4,7x3,7x1,15м). Потреба в вапняному тісті забезпечується на 16 днів.

З баків-сховищ грейфером ємністю 0,4м<sup>3</sup>, розташованому на кран-балці, вапно подається в ємність для догашування тіста. Вапняне молоко по лотку випускається в мішалку місткістю 8 м<sup>3</sup>, де концентрація його доводиться до 3,4%. Перемішування вапняного молока в мішалці і подача його до дозатора прийняті насосом ФГ51/8 (Q=43□90 м<sup>3</sup>/год; H=25□34м). Встановлюються 1 робочий і 1 резервний насоси.

Дозування вапняного молока здійснюється дозаторами постійного рівня системи ВОДГЕО з лотковим розподільним пристроєм і постійним переливом у мішалку. Продуктивність дозатора 2м<sup>3</sup>/год. Дозатори встановлюються на площадці біля змішувачів. Вапняне молоко самопливом надходить у змішувач.

### 3.4.3 Розрахунок дози і витрат фторовмісного реагенту (Na<sub>2</sub>SiF<sub>6</sub>).

Доза Na<sub>2</sub>SiF<sub>6</sub> визначається за формулою [3]:

$$D_{\text{ф}} = \frac{[F]_{\text{max}}}{k} \frac{100}{C} \quad (3.6)$$

де  $m$  – коефіцієнт, що враховує втрати фтору, (при введенні фторовмісного реагенту після очисних споруд  $m = 1$ );  $a$  – необхідна концентрація фтору в питній воді приймається 0,7-1,2 мг/л в залежності від кліматичних умов: (приймаємо  $a = 0,7$  мг/л);  $(F^-)$  - вміст фтору у вихідній воді (за умовою  $(F^-) = 0,3$ );  $k$  – вміст фтору в чистій речовині, %, для натрію кремнефтористого  $k = 60\%$ (приймається по таблиці 5.4 [3]);  $S_f$  – вміст чистої речовини в технічному продукті, %,  $S_f = 95\%$ (1-й ґатунок) – приймаємо по табл.5.4, [3]:

$$D_f = (1,0 \cdot 0,7 - 0) \frac{10000}{6595} = 1,2 \text{ мг/л.}$$

Витрата фтору на добу складає

$$Q_f = \frac{27000}{1000} = 27 \text{ кг/добу}$$

Витрата насиченого розчину при 20°C визначається по формулі [3]:

$$q_c = \frac{D_f \cdot Q}{r \cdot 243} = 1,8 \text{ м}^3/\text{год} \quad (3.7)$$

де  $q_c$  – продуктивність сатуратора по насиченому розчину кремнефтористого натрію, м<sup>3</sup>/год;  $D_f$  – доза фтору, г/м<sup>3</sup>;  $Q$  – витрата оброблюваної води, м<sup>3</sup>/год;  $r$  - розчинність кремнефтористого натрію, г/м<sup>3</sup> (при 20°C  $r = 7,3$ г/м<sup>3</sup>).

Загальний об'єм сатуратора становить 6,0 м<sup>3</sup>.

Кремнефтористий натрій подається зі складу пневмотранспортом від вакуум-насосу, встановленого у приміщенні фтораторної. Подача здійснюється у вакуум-бункер ємністю 180 дм<sup>3</sup>, звідки через секторний живильник фторовмісний реагент надходить у сатуратор.

Дозування розчину здійснюється дозатором пропорційної дози.

### 3.5 Підбір обладнання для приготування розчинів реагентів

#### 3.5.1 Приготування розчинів коагулянтів

Реагенти подаються у воду, як правило, у виді розчинів і суспензій. Приготування розчину коагулянту залежить від обраного методу його збереження. Використовують сухе і мокре збереження коагулянту. При сухому збереженні коагулянту приготування розчину здійснюється в розчинних баках (рис.5.1), а для розведення розчину до концентрації 4-10%, при якій коагулянт подається у воду, використовуються витратні баки. При мокрому збереженні коагулянту (рис.5.2) розчинні баки одночасно використовуються і як резервуари – сховища.

Найбільш перспективне - мокре збереження. Розрахунок споруд для мокрого збереження коагулянту варто робити за умови застосування неочищеного сірчаноокислого алюмінію із вмістом у ньому безводного продукту в кількості 33,5%.

Кількість коагулянту в т/добу, дорівнює:

$$Q_k = \frac{Q_k}{100P_c} \quad (3.8)$$

де  $Q$  – повна продуктивність очисної станції, м<sup>3</sup>/добу;  $D_k$  – доза коагулянту, мг/л;  $P_c$  – вміст безводного продукту в коагулянті, %.

При виборі схеми мокрого збереження коагулянту необхідно передбачити його збереження в кількості не менше одного вагона (60т).

Для станцій середньої і малої продуктивності економічно більш доцільним вважається влаштування ємності для мокрого збереження та складу для сухого збереження коагулянту. Загальний об'єм складів приймається за умов запасу коагулянту на 15-30 діб, але не менше 60 т.

Місткість баків для мокрого збереження при 18%-ній концентрації коагулянту приймається з розрахунку 1,8 м<sup>3</sup> на 1 т коагулянту і, крім того, враховується об'єм осаду, що складає 0,7 м<sup>3</sup> на 1 т коагулянту. Число баків для мокрого збереження приймається не менше 4.

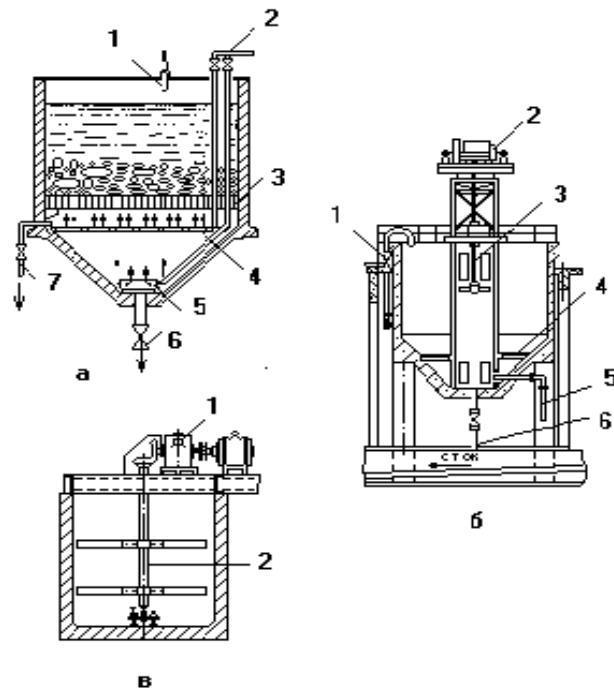


Рисунок 3.1 – Схема баків для розчинення коагулянтів

- а – для кускового продукту (з перемішуванням стисненим повітрям): 1 – подача води; 2 – подача стисненого повітря; 3 – колосникова решітка; 4, 5 – верхня і нижня розподільчі системи для повітря; 6 – випуск осаду; 7 – відбір розчину;
- б – для кускового продукту з перемішуванням пропелерною мішалкою: 1 – подача води; 2 – привід від електродвигуна; 3 – мішалка; 4 – колосникова решітка; 5 – відбір розчину; 6 – спуск осаду;
- в – для зернистого продукту з перемішуванням лопатною мішалкою: 1 – привід від електродвигуна; 2 – мішалка.

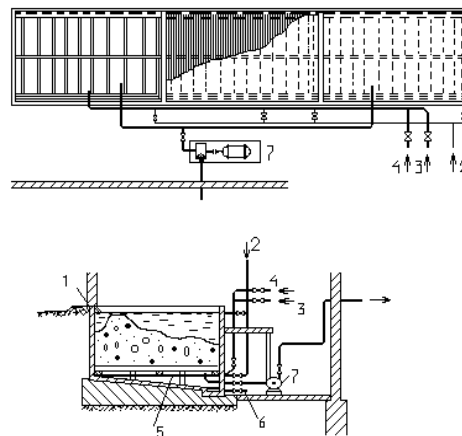


Рисунок 3.2 – Схема баків для мокрого збереження коагулянту

- 1 – кусковий глинозем; 2 – підвід води; 3 – підвід стисненого повітря; 4 – підвід пари; 5 – підвід води для змиву осаду; 6 – каналізація; 7 – насос для перекачки розчину в витратних баках

Коагулянт забирається з верхньої частини баків-сховищ за допомогою поплавця і відводиться у видаткові баки, концентрація розчину в яких приймається від 4 до 10%. Число видаткових баків приймається не менше 2. Місткість видаткових баків визначається за формулою:

$$W_p = \frac{q n D_k}{1000 \rho} \quad (3.9)$$

де  $W_p$  - місткість видаткових баків, м<sup>3</sup>;  $q$  – розрахункова витрата води, м<sup>3</sup>/год;  $D_k$  – максимальна доза коагулянту, в перерахунку на безводний продукт, мг/л;  $n$  – час, на який заготовлюється розчин коагулянту (10 – 12 годин роботи);  $v$  – концентрація розчину коагулянту (4 - 10%);  $\rho$  – питома вага розчину коагулянту, приймається рівною 1 т/м<sup>3</sup>.

При сухому збереженні коагулянту, розчини готують у розчинних баках, відкілья їх зливають чи самопливом перекачують насосом у видаткові баки, де розбавляють до робочої концентрації або в ємності-сховища концентрованого розчину. Концентрація розчину в розчинному баці 10 - 20%, у перерахуванні на безводний продукт, у видатковому – 4 - 10%. Для інтенсифікації процесу розведення коагулянту і розведення його концентрованих розчинів перемішування в баках здійснюють за допомогою стиснутого повітря; допускається застосування для цих цілей механічних мішалок або циркуляційних насосів (рисунок 5.1 а, б, в).

Витрату стиснутого повітря в розчинних баках приймають рівною 8 - 10 л/(м<sup>2</sup>·с), у видаткових баках – 3 - 5 л/(м<sup>2</sup>·с). Повітря для барботування розподіляється по площі перетину баків за допомогою дірчастих труб. Діаметр спрямованих вниз отворів у стінках труб повинний бути не менш 3 - 4мм; швидкість виходу повітря з отворів повинна складати 20 - 30 м/с, а швидкість руху повітря в трубах – 10 - 15 м/с.

### 3.5.2 Приготування розчину поліакриламід

Приготування розчину поліакриламід (ПАА) здійснюється з використанням установок типу УРП-2 (рис. 5.3), яка має характеристики:

Продуктивність установки УРП-2, м<sup>3</sup>/добу – 14;

Загальна місткість бака, л - 2000;

Робоча місткість бака, л - 1200;

Діаметр обмежувачого диска, мм - 400;

Потужність електродвигуна мішалки, кВт - 4,5;

Частота обертання вала, об/хв - 940;

Час готування 0,1-1%-ного розчину, хв - 25-40.

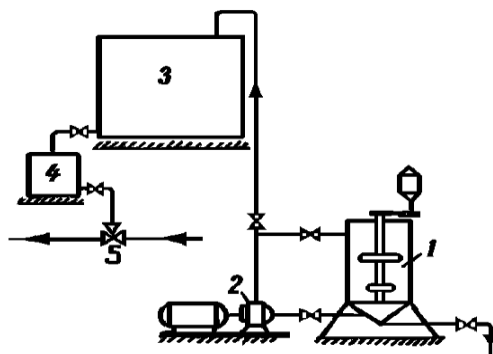


Рисунок 3.3 - Схема установки УРП-2 для розчинення поліакриламід

1 – ежектор; 2 – дозуючий пристрій; 3 – бак для розчину поліакриламід; 4 – подача води; 5 – бочок з мішалкою та обмежувачим диском; 6 – насос

Тривалість циклу готування розчину, включаючи операції зважування, завантаження, розмішування і перекачування його у видатковий бак дорівнює приблизно 2 год. Для перекачування розчинів ПАА можуть використовуватися насоси будь-якого типу.

Робочий розчин ПАА повинен бути однорідний, без згустків. В'язкість його при тиску меншому від 0,3 мм вод. ст. і температурі 20°C повинна знаходитися в межах, представлених в табл.3.3.

Таблиця 3.3 – В'язкість розчинів ПАА в залежності від концентрації

C, %	0,1	0,5	1,0	1,5
$\nu$ , мПа · с	1,7-2,5	10,5-12,7	50-58	250-270

Поліакриламід необхідно вводити в воду після коагулянтів. Розрив в часі між дозуванням цих реагентів повинен складати:

- при температурі води 0-5°C і кольоровості більше 60град t = 4 хв;
- при каламутності води до 50 мг/л і кольоровості менше 20град t=1,5-1,67хв;
- при каламутності води більше 50 мг/л і кольоровості менше 20град t=1,0-1,2хв.

При температурах води 15-25°C мінімальний час розриву для відповідних вод можна зменшити в 2 рази.

### 3.5.3 Приготування вапняного молока

Приготування вапняного молока здійснюється в баках, кількість яких приймається не менше двох . Об'єм баків визначається за формулою

$$W = \frac{q D_{\text{н}}}{1000 \rho}, \quad (3.10)$$

де W - об'єм бака вапняного молока, м<sup>3</sup>; q – розрахункова витрата оброблюваної води, м<sup>3</sup>/год; D<sub>н</sub> - доза вапна, в розрахунку на СаО, г/м<sup>3</sup>; t – час, на який заготовлюється розчин, як правило 6-12 годин; v<sub>н</sub> - концентрація вапняного молока, %; ρ – питома вага вапняного молока, т/м<sup>3</sup>, приймається рівною 1т/м<sup>3</sup>.

Вапняне молоко з вапногасильних апаратів після очищення направляється в баки з гідравлічним перемішуванням, здійснюваним за допомогою циркуляційного насоса; застосовується також перемішування стисненим повітрям і лопатевими мішалками (рис. 3.4).

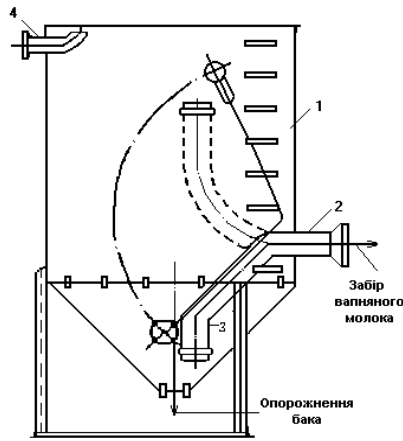


Рисунок 3.4 – Гідравлічна циркуляційна мішалка

1 – корпус; 2 і 3 – патрубки для відбору і підводу вапняного молока; 4 – перелив.

Насос, що забезпечує циркуляцію суспензії вапняного молока в гідравлічній мішалці, підбирають з розрахунку створення швидкості висхідного потоку в циліндричній частині не менше 5 мм/с, а розвинутий ним напір повинен забезпечувати подачу вапняного молока до дозуючого апарату. Суспензія відбирається насосом з верхнього шару за допомогою поплавкового пристрою і подається в нижню частину баку, виконану у виді конічного днища з нахилом до горизонталі під кутом не менш  $45^\circ$ . При перемішуванні вапняного молока повітрям інтенсивність його подачі повинна складати  $8-10 \text{ л/с}\cdot\text{м}^2$ . У баках з лопатевими мішалками частота обертання вертикального валу приймається рівною не менше 40 об/хв. Розшаровування суспензії вапняного молока запобігається установкою лопаток під кутом до вертикальної площини; як правило в баку – мішалці для вапняного молока на валу монтується декілька лопат на різній висоті. В усіх баках для вапняного молока необхідно передбачити випуск осаду у водостік, для цього днища їх повинні мати ухил до однієї точки (не менш  $0,05$ ), де встановлюється трубопровід діаметром не менше 100 мм із запірною арматурою (рис. 3.5).



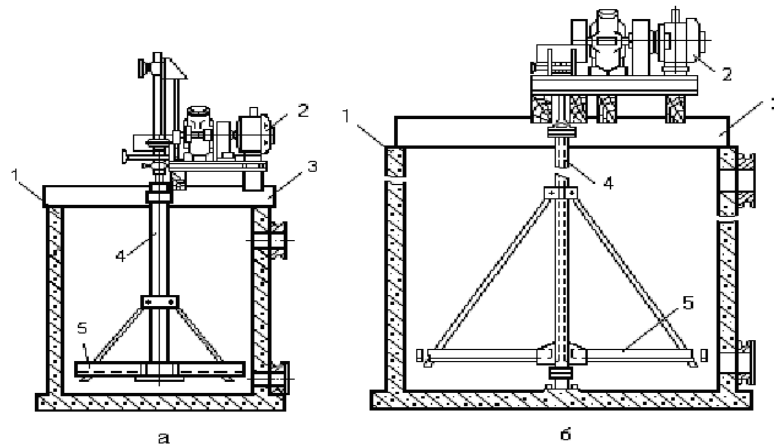


Рисунок 3.5 – Мутилки малого (а) і великого (б) діаметрів  
 1 – залізобетонний бак; 2 – рама з механізмом приводу; 3 – опори; 4 – вал;  
 5 – лопасті.

### 3.5.4 Приготування реагентів, що містять фтор (розчинення).

Розчини фторовмістних речовин з малою розчинністю – кремнефториди натрію – готують насичені або ненасичені. У першому випадку використовують сатуратори одинарного насичення (рис. 3.6 а) у другому випадку – розчинні баки або повітряне перемішування (рис. 3.6 б).

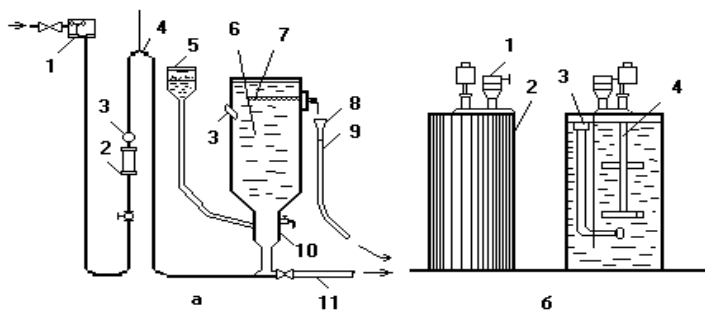


Рисунок 3.6 – Схема установок фторування води

а – з сатуратором: 1 – бачок постійного рівня; 2 – ротаметр; 3 – термометри; 4 – вихід повітря; 5 – лійка для реагенту; 6 – відстійна частина сатуратора; 7 – дірчата труба; 8 – лійка зі шлангом для відводу насиченого розчину; 9 – подача реагенту в оброблювану воду; 10 – зона насичення сатураторів; 11 – викид осаду в каналізацію;

б – з розчинними баками: 1 – дозатор сухого реагенту; 2 – корпус бака; 3 – шланг з поплавком; 4 – лопатна мішалка.

Продуктивність сатураторів по насиченому розчину кремнефтористого натрію  $q_c$ , л/год підраховується за формулою:

$$q_c = \frac{D_f Q}{n P} = \frac{12,3000}{243} = 1,8 \text{ м}^3/\text{год} \quad (3.11)$$

де  $q_c$  – продуктивність сатураторів по насиченому розчину кремнефтористого натрію, л/год;  $D_f$  – доза фтору, г/м<sup>3</sup>;  $Q$  – витрата оброблюваної води, м<sup>3</sup>/год;  $n$  – кількість сатураторів у фтораторній;  $P$  – розчинність кремнефтористого натрію, г/м<sup>3</sup> (при 0°C - 4,3; при 20°C – 7,3, при 40°C - 10,3г/м<sup>3</sup>).

Місткість сатуратора обчислюється виходячи зі швидкості висхідного потоку води до 0,1 мм/с і часу перебування в ньому розчину (більше 5год). При проектуванні видаткових баків варто користатися формулою 5.7. При цьому концентрація робочого розчину в приймається для кремнефтористого амонію - 7%; фтористого натрію – 2,5%; кремнефтористого натрію при 0°C – 0,25%, а при 25°C - 0,5%. Найбільше часто застосовується метод перемішування розчинів стисненим повітрям. Інтенсивність подачі повітря приймається: для розчинення коагулянту і фторовмісного реагенту 8 - 10л/с·м<sup>2</sup>; для перемішування коагулянтів у баках 3 - 5 л/с·м<sup>2</sup>; для перемішування вапняного розчину 8 - 10 л/с·м<sup>2</sup>.

### 3.6 Технологічний розрахунок основних споруд

#### 3.6.1 Розрахунок змішувача вихрового типу

Приймаємо вертикальний змішувач вихрового типу. Площа горизонтального перетину у верхній частині змішувача визначаємо по формулі:

$$F_B = \frac{q_v}{V_B} = \frac{1125}{100} = 11,25 \text{ м}^2, \quad (3.12)$$

де  $q_v = \frac{27000}{24} = 1125 \text{ м}^3/\text{год}$  – годинна витрата води;  $V_B$  – швидкість висхідного потоку у верхній частині змішувача (100м/год).

Приймаємо один квадратний змішувач площею у верхній частині 23,33 м<sup>2</sup>. Сторона квадратного змішувача визначається за формулою:

$$B_B = \sqrt{F_B} = \sqrt{1,3 \cdot 3,4} \text{ м.} \quad (3.13)$$

Діаметр трубопроводу, що подає воду в змішувач, приймається виходячи зі швидкості руху води 1-1,2 м/с. Внутрішній діаметр трубопроводу приймаємо 530 мм.

Висота пірамідальної (нижньої) частини змішувача визначається по формулі :

$$h_H = \frac{1}{2}(B_B - B_H) \cdot \text{ctg} \frac{\alpha}{2}, \quad (3.14)$$

де  $B_H$  – ширина нижньої частини змішувача, м;  $\alpha$  - кут між похилими стінками днища.

$$h_H = 0,5 \cdot (3,4 - 0,53) \cdot \text{ctg} \frac{40}{2} = 0,64 \text{ м.}$$

Місткість пірамідальної частини змішувача визначається по формулі:

$$W_H = \frac{1}{3} \pi B_H h_H \sqrt{B_H^2 + h_H^2}, \quad (3.15)$$

$$W_H = \frac{1}{3} \pi \cdot 0,53 \cdot 0,64 \cdot \sqrt{0,53^2 + 0,64^2} \text{ м}^3.$$

Повна місткість одного змішувача визначається по формулі:

$$W = \frac{q_t}{60} = \frac{1 \cdot 185}{60} = 3,1 \text{ м}^3, \quad (3.16)$$

де  $q_t$  - годинна витрата води, м<sup>3</sup>/год;

$t$  – час перебування води в змішувачі ( $t = 1,5$ хв).

Місткість верхньої частини змішувача визначаємо по формулі:

$$W_B = W - W_H = 28,13 - 2,6 = 25,53 \text{ м}^3.$$

Висота верхньої частини змішувача визначається по формулі:

$$h_B = W_B / F_B = 25,53 / 11,3 = 2,26 \text{ м.}$$

Повна висота змішувача визначається по формулі:

$$h = h_B + h_H = 2,26 + 0,64 = 2,9 \text{ м.}$$

Збір води здійснюється жолобом через затоплені отвори. На виході з жолоба (у лотку змішувача) встановлена сітка для виловлювання сміття з отворами 4×4мм. Змішувач обладнаний переливною трубою  $d = 250$ мм.

### 3.6.2 Розрахунок освітлювача коридорного типу із шаром завислого осаду

У проекті приймаємо освітлювачі коридорного типу, прямокутні в плані (див. рис.8.1) [3].

Визначаємо середню концентрацію завислих речовин у воді, що надходить на освітлювач по формулі (7.20) [3]:

$$C_{\text{ср}} = M + K D_{\text{к}} + 0,25 \text{Ц} + B,$$

де  $M$  – концентрація завислих речовин у вихідній воді, мг/л (відповідно до завдання  $M = 740$  мг/л);  $K$  – перекладний коефіцієнт, прийнятий для очищеного  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$   $K=0,55$ ;  $D_{\text{к}}$  – доза коагулянту (мг/л), приймаємо по табл.5.2  $D_{\text{к}} = 60$  мг/л;  $\text{Ц}$  – кольоровість води, град. (відповідно до завдання  $\text{Ц} = 110$  град);  $B$  – кількість нерозчинних речовин (мг/л), що вводяться з вапном для підлужування, визначаємо по формулі (7.22) [3]:

$$B = (1 - 0,4) \cdot D_{\text{щ}},$$

де 0,4 вміст  $\text{CaO}$  у вапні по масі, приймаємо, що в розчин переходить 40% вапна;  $D_{\text{щ}}$  – доза підлужуючого реагенту, що визначається за формулою (7.23) [3]:

$$D_{\text{щ}} = \left( \frac{D_{\text{к}} \cdot K}{I_{\text{к}}} \right) \cdot \text{Щ}_0,$$

де  $D_{\text{к}}$  – доза коагулянту, мг/л;  $I_{\text{к}}$  – еквівалентна вага безводного коагулянту, мг-екв/л, для  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$   $I_{\text{к}} = 57$ ;  $\text{Щ}_0$  – лужність води, мг-екв/л (задана умовою приклада  $\text{Щ}_0 = 0,35$  мг-екв/л);  $K$  – коефіцієнт, рівний для вапна 28.

$$D_{\text{щ}} = \left( \frac{60 \cdot 0,55}{57} \right) \cdot 0,35 = 0,38 \text{ мг/л}$$

$$B = (1 - 0,4) \cdot 47,6 = 28,56 \text{ мг/л}$$

$$C_{\text{ср}} = 740 + 0,55 \cdot 60 + 0,25 \cdot 110 + 28,56 = 829,06 \text{ мг/л}$$

Визначаємо площу зони освітлення ( $\text{м}^2$ ) за формулою (8.1) [3]:

$$F_{\text{осв.}} = \frac{K \cdot q}{3,6 \cdot V_{\text{інв}}},$$

де  $F_{\text{осв.}}$  – площа зони освітлення,  $\text{м}^2$ ;  $q$  – розрахункова витрата води,  $\text{м}^3/\text{год}$ ,  $q = 27000/24 = 1125 \text{ м}^3/\text{год}$ ;  $K$  – коефіцієнт розподілу води між зонами освітлення і відділення осаду по табл.8.1 [3];  $V_{\text{осв.}}$  – швидкість висхідного потоку

води в зоні освітлення, мм/с, приймається по табл.8.1 [3]. При концентрації завислих речовин  $C_{cp} = 829,06$  мг/л, швидкість висхідного потоку води в зоні освітлення  $V_{осв} = 1$  мм/с, а коефіцієнт розподілу  $K = 0,7$ .

$$F_{осв.} = \frac{0,7 \cdot 125}{3,6} \text{ м}^2.$$

Визначаємо площу зони відділення осаду ( $\text{м}^2$ ) за формулою 8.2 [3]:

$$F_{отд} = \frac{(1-K)q}{3,6\alpha \cdot V_{осв}},$$

де  $F_{отд}$  - площа зони відділення осаду,  $\text{м}^2$ ;  $K$  - коефіцієнт розподілу води між зонами освітлення осаду, прийнятий по таблиці 8.1;  $q$  – розрахункова витрата води,  $\text{м}^3/\text{год}$ ;  $\alpha$  - коефіцієнт зниження швидкості висхідного потоку води в зоні відділення осаду в осадощільнювачі в порівнянні зі швидкістю в зоні освітлення, приймається рівним  $\alpha = 0,9$ .  $V_{осв}$  - швидкість висхідного потоку води в зоні освітлення, прийнята по табл.8.1  $V_{осв} = 1$  мм/с.

$$F_{отд} = \frac{104,172}{3,6 \cdot 0,9} = 31,74 \text{ м}^2$$

Визначаємо площу освітлювачів:

$$F = F_{осв.} + F_{отд} = 218 + 104 = 322 \text{ м}^2.$$

Площа освітлювача складається (рис.8.1) з двох бічних коридорів і осадощільнювача (коридорного освітлювача).

Приймаємо по типовим стандартам освітлювач розміром  $6 \times 6 \text{ м} - 9$  шт.

Площа кожного освітлювача буде  $6 \times 2 = 12 \text{ м}^2$ , а площа осадощільнювача  $F_{ос..у.} = 6 \times 2 = 12 \text{ м}^2$ . Сумарна площа зони освітлення  $F_{з.осв.} = 24 \cdot 9 = 216 \text{ м}^2$ . Площа зони ущільнення осаду  $F_{о.у.} = 12 \cdot 9 = 108 \text{ м}^2$ .

Водорозподільний дірчастий колектор, розміщений у нижній частині коридорів освітлювача розраховуємо на найбільшу витрату води:

$$q_{кол} = \frac{q}{2N}, \text{ м}^3/\text{год}$$

де  $q_{кол}$  - витрата води через дірчастий колектор,  $\text{м}^3/\text{год}$ ;  $N$  - кількість освітлювачів (прийнято 8 шт.); 2 – кількість дірчастих колекторів в одному освітлювачі

$$q_{\text{кол}} = \frac{1 \cdot 1,25}{8} \text{ м}^3/\text{год}$$

Швидкість входу води в дірчастий колектор, розміщений у нижній частині коридорів, повинна бути в межах 0,5-0,6 м/с.

Діаметр колектора прийнятий  $d_{\text{кол}} = 200 \text{ мм}$  при швидкості  $v_{\text{кол}} = 0,5 \text{ м/с}$ . Швидкість виходу води з отворів повинна бути  $v_o = 1,5 \times 2 \text{ м/с}$ , приймаємо  $v_o = 1,8 \text{ м/с}$ . Тоді площа отворів розподільчого колектора:

$$f_{\text{от}} = \frac{q_{\text{кол}} \cdot 0,3}{v_o} \approx 0,01 \text{ м}^2 \text{ або } 100 \text{ см}^2,$$

де  $q_{\text{кол}}$  – витрата води через дірчастий колектор,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $q_{\text{кол}} = 19,5 \text{ л/год} \approx 0,020 \text{ м}^3/\text{год}$ ;

Приймаємо діаметр отворів рівним 15 мм, тоді площа одного отвору:

$$f_o = \frac{\pi \cdot 1,5^2}{4} \approx 1,77 \text{ см}^2.$$

Кількість отворів у колекторі:

$$n_o = \frac{f_{\text{от}}}{f_o} = 100/1,77 = 56 \text{ отв.}$$

Отвори розміщуємо в два ряди в шаховому порядку по обидві сторони колектора спрямованими вниз під кутом  $45^\circ$  до горизонту.

Відношення суми площ всіх отворів у розподільному колекторі до площі його поперечного перерізу

$$n_o = \frac{\pi \cdot 1,5^2 \cdot 56}{4 \cdot 20^2} \approx 0,31$$

де  $n_o$  - кількість отворів у колекторі  $n = 56$  шт;  $d_o$  - діаметр отворів у колекторі (прийняли  $d_o = 15 \text{ мм} = 1,5 \text{ см}$ );  $d_{\text{кол}}$  - діаметр колектора (прийняли  $d_{\text{кол}} = 200 \text{ мм} = 20 \text{ см}$ ). Отримане співвідношення 0,31 знаходиться в допустимих межах (0,3-0,4).

Розрахунок водозбірних жолобів здійснюємо згідно формули 8.6 [3].

Водозбірні жолоби з затопленими отворами розміщені в зоні освітлення, у верхній частині освітлювача, вздовж бокових стінок коридорів.

Витрату води на кожен жолоб ( $\text{м}^3/\text{год}$ ) визначаємо за формулою (8.6):

$$q_{ж} = \frac{Kq_{роз}}{4N},$$

де К - коефіцієнт розподілу води між зонами освітлення і відділення осаду, прийнятий по табл. 8.1, К = 0,7;  $q_{роз}$  - розрахункова витрата води, м<sup>3</sup>/год;

N – кількість освітлювачів, N = 8шт; 4 – кількість водозбірних жолобів у відстійнику. Тоді витрата води

$$q_{ж} = 0,7 \cdot 1125/4 \cdot 8 = 24,6 \text{ м}^3/\text{год} \approx 0,007 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Ширина жолоба прямокутного перетину визначаємо за формулою (8.7) [3]:

$$B_{ж} = 0,9 \cdot q_{ж}^{0,4} = 0,9 \cdot 0,007^{0,4} \approx 13 \text{ см}.$$

Затоплені отвори розміщуються в один ряд по внутрішній стінці жолоба на 7см нижче верхнього краю.

Глибина жолоба на початку визначається по формулі (8.8) [3]:

$$h_{поч} = 7 + 1,5 \cdot B_{ж}/2 = 7 + 1,5 \cdot 13/2 = 16,75 \text{ см} \approx 17 \text{ см}.$$

Глибина жолоба наприкінці визначається за формулою (8.9) [3]:

$$h_{кін} = 7 + 2,5 \cdot B_{ж}/2 = 7 + 2,5 \cdot 13/2 = 20 \text{ см}$$

Площа отворів у стінці жолоба визначається за формулою (8.10) [3]:

$$f_{отв} = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot n}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,02^2 \cdot 35}{4} = 0,0027 \text{ м}^2.$$

При діаметрі отвору 20мм, площа отвору:

$$f_{отв} = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot n}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,02^2 \cdot 35}{4} = 0,0027 \text{ м}^2.$$

Кількість отворів буде становити:

$$n = \frac{\sum_{отв} f_{отв}}{f_{отв}} = \frac{0,0094}{0,0027} = 3,48 \approx 3,5$$

$$\text{Крок отворів } l = \frac{L}{n} = \frac{6}{3,5} = 1,71 \text{ м}.$$

де L- довжина відстійника (власне і довжина жолоба) L = 6м; n - кількість отворів – 35шт.

Визначимо витрату води (м<sup>3</sup>/год), що надходить в один осадоушільнювач через осадоприймальні вікна за формулою (8.11) [3]:

$$q_{ок} = \frac{(1-K) \cdot q_{роз}}{2N},$$

де  $q_{ок}$  - кількість води, що надходить в один осадощільнювач через осадоприймальні вікна, м<sup>3</sup>/год;  $K$  - коефіцієнт розподілу води між зонами освітлення і відділення осаду, прийнятий по табл. 8.1 [3],  $K = 0,7$ ;  $q_{роз}$  - розрахункова витрата води, м<sup>3</sup>/год;  $N$  - кількість освітлювачів,  $N = 9$  шт; 2 - двостороннє надходження води з осадом через осадоприймальні вікна

$$q_{ок} = \frac{(1-0,7) \cdot 1125}{2 \cdot 9} = 18,75$$

Визначаємо площу (м<sup>2</sup>) осадоприймальних вікон з однієї сторони осадощільнювача по формулі (8.12) [3]:

$$f_{ок} = q_{ок} / V_{ок}$$

де  $f_{ок}$  - площа осадоприймальних вікон з одного боку, м<sup>2</sup>;  $V_{ок}$  - швидкість руху води в осадоприймальних вікнах, м/год, приймається 10-15 мм/с (36-54 м/год). Прийmemo  $V_{ок} = 36$  м/год. Тоді

$$f_{ок} = \frac{18,75}{36} = 0,52$$

Прийmemo висоту вікон 200 мм (0,2 м), тоді загальна довжина вікон з кожної сторони осадощільнювача:

$$L_{ок} = \frac{f_{ок}}{h_{ок}} = \frac{0,52}{0,2} = 2,6$$

$T = 8$  год  $\delta_{cp} = 25000$  г/м<sup>3</sup>;  $N$  - розрахункове число освітлювачів,  $N = 9$   
Влаштуємо з кожної сторони осадощільнювача по 5 горизонтальних вікон розміром 0,2x0,5м для прийому надлишкового осаду.

При довжині осадощільнювача 6м і 5 вікнах крок між ними складе  $6:(5+1) = 1,0$ м. Відстань між двома сусідніми вікнами  $1,0 - 0,5 = 0,5$ м.

Визначимо місткість зони нагромадження й ущільнення осаду по формулі (8.4) [3]:

$$W_{з.у.} = \frac{q(C_{cp} - m)}{\delta_{cp} \cdot N} \cdot T, \text{ м}^3$$

де:  $q$  - розрахункова витрата води м<sup>3</sup>/год,  $q = 1125$  м<sup>3</sup>/год;  $C_{cp}$  - середня концентрація завислих речовин у воді, що надходить в освітлювач по формулі



(7.20),  $C_{cp} = 965,3 \text{ мг/л}$ ;  $m$  - кількість суспензії у воді, що виходить з освітлювача, мг/л (приймається в межах 8-12 мг/л), приймаємо  $m = 10 \text{ мг/л}$ ;  $T$  - час ущільнення осаду (8-12 год) приймаємо  $T = 8 \text{ год}$ ;  $C_{cp}$  - середня концентрація завислих речовин в осадощільнювачі, прийнята по табл.7.2 [3], при шт.

$$W_{з.у.} = \frac{1829,03}{290000}$$

Визначаємо кількість води, що витрачається при скиданні осаду (в %) за формулою (8.5) [3]:

$$P_o = \frac{K_p \cdot q}{T} \cdot 100\% = \frac{1,3 \cdot 5,4}{8} \cdot 100\% = 8,5125\%$$

де  $K_p$  - коефіцієнт розведення осаду,  $K_p = 1,3$ ;  $q$  - розрахункова витрата води,  $\text{м}^3/\text{год}$ ;  $T$  - час роботи відстійника між чищеннями (год), приймаємо  $T = 8$  год. Це складає  $1125 \cdot 0,48/100 = 5,4 \text{ м}^3/\text{год}$ .

Для відводу освітленої води з зони осадощільнювача приймаємо дірчасті труби. Дірчасті труби розміщуються так, щоб їх верхня утворююча лінія була нижче рівня води в освітлювачі не менше ніж на 0,3 м і вище верха осадоприймальних вікон не менше, ніж на 1,5 м.

Витрата води через кожну збірну дірчасту трубу визначається за формулою (8.14) [3]:

$$q_{зб} = \frac{(1-K)q_{роз} - q_{п}}{2}, \text{ м}^3/\text{год}$$

де  $K$  - коефіцієнт розподілу води,  $K = 0,7$ ;  $q_{роз}$  - розрахункова витрата води (в  $\text{м}^3/\text{год}$ ) для одного освітлювача, визначається за формулою:

$$q_{роз} = \frac{q \cdot 1125}{N \cdot 9} = \frac{1125 \cdot 1125}{9} = 139,0625$$

де  $q = 1125 \text{ м}^3/\text{год}$  - годинна витрата води;  $N = 9$  - число відстійників;  $q_{п}$  - кількість води, що витрачається при скиданні осаду,  $q_{п} = 5,43 \text{ м}^3/\text{год}$ .

Тоді

$$q_{зб} = \frac{(1-0,7) \cdot 139,0625 - 5,43}{2} = 10,7354$$

або  $q_{зб} = 4,44 \text{ л/с}$ .

Приймаємо діаметр труби для відводу проясненої води з зони осадоушільнювача  $d_{зб} = 200 \text{ мм} = 0,2 \text{ м}$ . Швидкість руху води в устя збірної труби ( $V_{зб}$ ) повинна бути не більш  $0,5 \text{ м/с}$ . Для розрахунку приймаємо  $V_{зб} = 0,3 \text{ м/с}$ .

Визначаємо сумарну площу отворів у збірній трубі ( $\text{м}^2$ ):

$$\sum f_o = q_{зб} / V_{зб},$$

де  $q_{зб}$  - витрата води через кожен збірну дірчасту трубу,  $\text{м}^3/\text{год}$ ;  $V_{зб}$  - швидкість руху води в устя збірної труби,  $V_{зб} = 0,3 \text{ м/с}$ .

$$\sum f_o = 16 / 0,3 \cdot 3600 = 0,0148 \text{ м}^2 = 148 \text{ см}^2.$$

Визначаємо кількість отворів у збірній трубі.

Діаметр отворів у збірній трубі згідно [4] повинний бути  $15\text{-}25 \text{ мм}$ .

Приймаємо для розрахунку  $d_o = 20 \text{ мм} = 2 \text{ см}$ .

Тоді площа одного отвору складає

$$f_{от} = \frac{\pi d_o^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 2^2}{4} = 3,14 \text{ см}^2$$

Кількість отворів

$$n = \frac{\sum f_o}{f_{от}} = \frac{148}{3,14} = 47$$

приймаємо 47 отворів із кроком  $6:25 = 0,13 \text{ м}$ , де  $6$  - довжина освітлювача в метрах.

Отвори слід розташовувати в один ряд по верхній утворюючій труби.

Визначаємо висоту освітлювача ( $\text{м}$ ) до верхнього краю водозбірних жолобів

$$H_{осв} = \frac{R_{зб} \cdot d_{зб}^2}{2g} = \frac{20,013987}{2 \cdot 9,8} = 0,535 \text{ м}$$

$$B_{ж} = 0,9 \cdot q_{ж}^{0,4} = 0,9 \cdot 0,007^{0,4} = 0,013 \text{ м}$$

Розрахунок каркасно-засипного фільтру

Розрахувати фільтри для очистки води на підставі даних:

Продуктивність станції (з урахуванням власних потреб),  $\text{м}^3/\text{доб}$  – 27000;

Каламутність, мг/л – 740;

Кольоровість, град – 110.

Фільтри приймаємо швидкі, одношарові з піщаним завантаженням.

Визначаємо сумарну площу фільтрів по формулі:

$$F = \frac{Q}{m \cdot n \cdot V_{p.n} \cdot W \cdot t_1 + t_2}$$

де  $Q$  – розрахункова продуктивність станції, м<sup>3</sup>/добу;  $m$  – тривалість роботи станції протягом доби,  $m = 24$  год;  $V_{p.n}$  – розрахункова швидкість фільтрування, м/год, (приймаємо по табл. 6.4 [3]  $V_{p.n} = 6$  м/год);  $n$  – число промивань кожного фільтра за добу (приймається 2);  $W$  – інтенсивність промивання фільтра, л/(с·м<sup>2</sup>) приймаємо по табл. 6.5, [3]  $W = 12,5$  л/(с·м<sup>2</sup>);  $t_1$  – тривалість промивання, год (приймається по табл. 6.5, [3]  $t_1 = 6$  хв. = 0,1 ч);  $t_2$  – час простою в зв'язку з промиванням, год (для однопоточних фільтрів  $t_2 = 0,33$  год). Приймаємо типовий блок фільтра 4,5 × 6 м площею 27 м<sup>2</sup>.

$$F = \frac{Q}{m \cdot n \cdot V_{p.n} \cdot W \cdot t_1 + t_2} = \frac{27000}{24 \cdot 2 \cdot 6 \cdot 12,5 \cdot 0,1 + 0,33} = 214$$

Кількість фільтрів визначаємо за формулою:

$$N = \frac{1}{2} \sqrt{F} = \frac{1}{2} \sqrt{214} = 23$$

Приймаємо кількість фільтрів 7 штук.

Розрахункова швидкість фільтрування при форсованому режимі визначається за формулою:

$$V_{p.ф} = V_{p.n} \cdot \frac{N}{N - N_1}$$

де  $V_{p.n}$  – розрахункова швидкість фільтрування, м/год (по табл. 6.5 [3]);  $V_{p.n} = 6$  м/год);  $N$  – кількість фільтрів;  $N_1$  – число фільтрів, які знаходяться у ремонті, приймаємо  $N_1 = 1$  шт.

$$V_{p.ф} = V_{p.n} \cdot \frac{N}{N - N_1} = 6 \cdot \frac{23}{23 - 1} = 7,1$$

Розрахунки показали, що  $V_{p,ф} = 6,7 \square 7,5$ . Швидкість фільтрування при форсованому режимі відповідає вимогам табл. 6.5 [3].

Визначаємо склад завантаження фільтра. Висота фільтруючого шару піску прийнята 700мм з крупністю часток 0,5-1,25 мм. Еквівалентний діаметр зерен 0,7-0,8, а коефіцієнт неоднорідності  $K_n = 2 - 2,2$  (табл. 6.4 [3]). Загальна висота підтримуючих шарів гравію 500мм.

Розрахуємо розподільчу систему фільтра.

Визначимо кількість промивної води, необхідної для промивання одного фільтра:

$$q_{пр}^1 = F^1 \square \square = 27 \square 12,5 = 337,5 \text{ л/с},$$

де  $q_{пр}^1$  - кількість промивної води для промивання одного фільтра, л/с;  $F^1$  - поверхня одного фільтра,  $m^2$ ;  $F^1 = 27 m^2$ ;  $\square$  - інтенсивність промивання фільтра, л/с  $\square m^2$  (по табл. 6.6 [3]  $\square = 12,5 \text{ л/с} \square m^2$ ).

Діаметр колектора розподільчої системи визначаємо по швидкості входу промивної води (діаметр колектора дренажу). Згідно СНиП 2.04.02-84 швидкість руху води на початку колектора приймається 1-1,2 м/с. Для розрахунку прийемо швидкість руху води на початку колектора  $V_k = 1,15 \text{ м/с}$ , тоді площа перетину колектора ( $m^2$ ) визначається як:

$$F_k = q'_{пр} / V_k,$$

де  $F_k$  - площа перетину колектора,  $m^2$ ;  $q'_{пр}$  - кількість промивної води для промивання одного фільтра, л/с;  $V_k$  - швидкість руху води на початку колектора, м/с ( $V_k = 1,15 \text{ м/с}$ ).

$$F_k = \frac{337,5}{1,15} = 293,48 \text{ м}^2.$$

Тоді внутрішній діаметр колектора:

$$D_k = \sqrt{\frac{4 F_k}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 293,48}{\pi}} = 61,6 \text{ мм}$$

При товщині стінки 20мм, зовнішній діаметр колектора  $D_{к.н.} = 640 \text{ мм}$ .

Площа дна фільтра, що приходить на кожне відгалуження розподільної системи при відстані між ними  $m = 0,3 \text{ м}$  і зовнішньому діаметрі колектора 640 мм, складе:

$$f_{\text{отв}} = \frac{0,64}{2} \cdot 0,3 \cdot 2$$

де  $f_{\text{отв}}$  - площа дна фільтра, що приходить на кожне відгалуження, м<sup>2</sup>; 0,64 – довжина колектора (прийнята по довжині фільтра), м; 0,3 – зовнішній діаметр колектора, м; 0,3 – відстань між відгалуженнями, м (прийнятий згідно СНиП); 2 - відгалуження, влаштовані на обох сторонах колектора (див. рис. 6.1).

Визначимо витрату промивної води, що надходить через одне відгалуження

$$q'_{\text{отв}} = f_{\text{отв}} \cdot \square = 0,8 \cdot 12,5 = 10 \text{ л/с},$$

де  $\square$  - інтенсивність промивання фільтра в л/(с·м<sup>2</sup>), по табл. 6.6 [3]  $\square = 12,5 \text{ л/(с·м}^2\text{)}$ .

Діаметр труб відгалужень приймаємо  $d_{\text{отв}} = 100 \text{ мм}$ , тоді площа перетину труби відгалуження:

$$f_{\text{тр.отв}} = \frac{\pi \cdot 0,1^2}{4}$$

Визначаємо швидкість входу води у відгалуження:

$$V_{\text{тр.отв}} = \frac{q'_{\text{отв}}}{f_{\text{тр.отв}}} = \frac{10}{0,00785} = 1,28 \text{ м/с}$$

Швидкість входу води у відгалуження дорівнює 1,28 м/с (що не перевищує рекомендованій – 1,8 м/с).

У нижній частині відгалужень під кутом 45° до вертикалі передбачаються отвори діаметром  $d = 10 \cdot 12 \text{ мм}$ .

Відношення площі всіх отворів у відгалуженнях розподільної системи  $\square f_0$  до площі фільтра приймаємо рівним 0,25%.

При площі одного фільтра  $F = 27 \text{ м}^2$  сумарна площа отворів складає:

$$\square f_0 = \frac{0,257}{100} \cdot 27 \text{ м}^2 \text{ або } 675 \text{ см}^2$$

Задаючись діаметром отворів у відгалуженні  $d = 12 \text{ мм}$ , визначаємо площу одного отвору:

$$f_0 = \frac{\pi^2 \cdot 3 \cdot 4^2}{4} = 113$$

Визначаємо загальне число отворів у розподільчій системі кожного фільтра:

$$n_{от} = \frac{\sum f_0}{f_0} = \frac{675}{113} = 597$$

Визначаємо число відгалужень на фільтрі при відстані між осями відгалужень 0,3 м:

$$n'_{отв.} = \frac{4,5}{0,3} \cdot 2 = 30$$

Число отворів, що приходяться на одне відгалуження:

$$n''_{отв.} = \frac{597}{30} = 20_{шт}$$

При довжині відгалужень  $l_{отв.} = (4,5 - 0,64) : 2 = 1,93$  м крок осі отворів:

$$l_0 = l_{отв.} / n''_{отв.} = 1,93 / 20 = 0,09 \text{ м.}$$

Отвори розташовують у два ряди в шаховому порядку під кутом  $45^\circ$  до вертикальної осі труби.

Розраховуємо пристрої для збору і відводу води при промиванні. Збір води при промиванні фільтрів здійснюється за допомогою жолоба (див. рис. 6.1, поз. 3). Приймаємо три жолоби (відстань між жолобами не більш 2,2 м).

Витрата промивної води ( $m^3/c$ ), що приходиться на один жолоб, визначається за формулою:

$$q_{ж} = \frac{\omega \cdot c \cdot l}{1000},$$

де  $q_{ж}$  - витрата води через один жолоб при промиванні,  $m^3/c$ ;  $c$  – відстань між осями жолобів, м (приймаємо  $c = 1,8$  м);  $l$  – довжина жолоба, м (приймаємо  $l = 6$  м);  $\omega$  - максимальна інтенсивність промивання,  $л/(c \cdot m^2)$ , по табл. 6.6, [3] приймаємо  $\omega = 12,5$   $л/(c \cdot m^2)$

$$q_{ж} = \frac{12,5 \cdot 1,8 \cdot 6}{1000} = 0,135$$

Визначаємо ширину жолобів (м) за формулою:

$$B = K \cdot \sqrt[5]{\frac{q_{жк} \cdot 2}{(1,57 + \alpha)^3}},$$

де  $B$  - ширина жолоба, м;  $K$  – коефіцієнт (для жолобів п'ятикутного перетину  $K = 2,1$ , для жолобів напівкруглого перетину  $K = 2$ );  $\alpha$  - відношення висоти прямокутної частини жолоба до половини його ширини (приймається в межах 1-1,5);

Для розрахунку приймаємо жолоби напівкруглої форми (див. рис. 6.2 поз. б), тоді  $\alpha$  приймаємо рівним 1,5;  $K = 2$ :

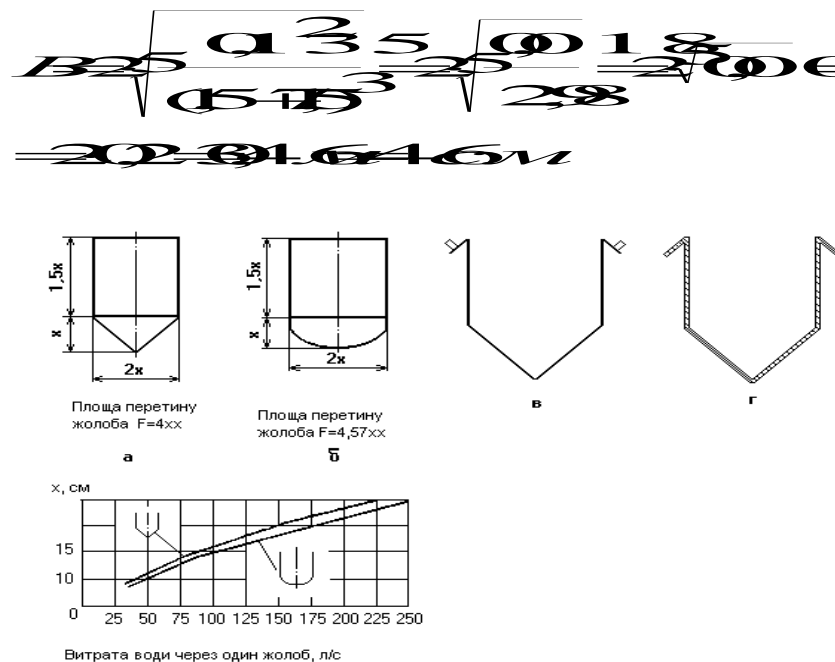


Рисунок 3.7 – Жолоби для відводу промивної води з фільтра

а, б – перетин жолобів; в, г – форми захисних козирків; д – графік для визначення їх розмірів

Ширина жолоба  $B = 46 \text{ см}$ . При визначенні розмірів доцільно користатися графіками, приведеними на рис. 6.2д. Для подальших розрахунків приймаємо жолоб напівкруглої форми (рис.6.2 б).

Визначивши по формулі ( $q_{жк} = \frac{\omega \cdot c \cdot l}{1000}$ ,  $\text{м}^3/\text{с}$ ) витрату води через один жолоб при промиванні  $q_{жк} = 0,135 \text{ м}^3/\text{с}$  відкладаємо по осі ординат знайдену витрату

води, (поз.д), проводимо перпендикуляр до перетину з кривою для обраного зрізу жолоба на осі абсцис і знаходимо значення X, потім визначаємо шукані розміри жолоба, зазначені на рис. 6.2 б.

Визначимо  $X = 24\text{см}$ , тоді ширина жолоба  $B = 2X = 2 \cdot 24 = 48\text{ см}$ . Висота прямокутної частини жолоба  $1,5 \cdot X = 1,5 \cdot 24 = 36\text{ см}$ . Висота напівкруглої частини жолоба  $X = 24\text{ см}$ . Корисна висота жолоба  $H = 36 + 24 = 70\text{ см}$ .

Визначаємо відсоток води, що витрачається на промивання фільтрів по формулі:

$$P_{\text{пр}} = \frac{W_{\text{п}} N}{n p q T} \cdot 100$$

де  $P_{\text{пр}}$  - відсоток води, що витрачається на промивання фільтрів, %;  $W_{\text{п}}$  - витрата води на одне промивання,  $\text{м}^3/\text{год}$ ;  $N$  - кількість фільтрів;  $q$  - розрахункова витрата води,  $\text{м}^3/\text{год}$ ;  $T$  - тривалість роботи фільтрів між промиваннями, год.

$$P_{\text{пр}} = \frac{330000 \cdot 10}{1000000 \cdot 100} = 3,3\%$$

Витрата води на промивання 10 фільтрів складає  $100,3\text{ м}^3$ .

Визначимо втрати напору (м) в дренажних системах швидких фільтрів за формулою:

$$h = \xi \frac{V_k^2}{2g} + \frac{V_{б.о.}^2}{2g}, \text{ м}$$

де  $\xi$  - коефіцієнт гідравлічного опору;  $V_k$  - швидкість руху води на початку розподільчого колектора,  $\text{м}/\text{с}$  ( $V_k = 0,8-1,2\text{ м}/\text{с}$ );  $g$  - прискорення вільного падіння,  $\text{м}/\text{с}^2$  ( $g = 9,81\text{ м}/\text{с}^2$ );  $V_{б.о.}$  - швидкість води на початку відгалуження,  $\text{м}/\text{с}$  (можна приймати  $1,8-2\text{ м}/\text{с}$ )

Для розрахунку приймаємо  $V_k = 1,19\text{ м}/\text{с}$ ;  $V_{б.о.} = 1,8\text{ м}/\text{с}$

$$\xi = \frac{2}{K_{\text{п}}^2} + \frac{2}{Q^4}$$

де  $K_{\text{п}}$  - коефіцієнт перфорації,  $K_{\text{п}} = 0,24$ . Тоді:



$$h = 39,2 \frac{11^2}{298} + \frac{18^2}{1298} = 9,8$$

Визначаємо втрати (м) у фільтруючому шарі висотою  $H_{\phi} = 700$  мм за формулою:

$$h_{\phi} = (a + b \cdot \alpha) H_{\phi},$$

де  $a$  – приймається рівним 0,76;  $b = 0,017$  – для даної крупності зерен піску;  $\alpha$  - інтенсивність промивання л/(с·м<sup>2</sup>), приймаємо по табл. 6.7 [3]  $\alpha = 12,5$  л/(с·м<sup>2</sup>);  $H_{\phi} = 700$  мм = 0,7 м;  $h_{\phi} = (0,76 + 0,017 \cdot 12,5) \cdot 0,7 = 0,68$  м.

Визначаємо втрати напору (м) в підтримуючих шарах за формулою:

$$H_{\text{пш}} = 0,022 H_{\text{ж}} \alpha,$$

де  $H_{\text{ж}} = 0,5$  м.

$$\text{Тоді } H_{\text{пш}} = 0,022 \cdot 0,5 \cdot 12,5 = 0,14 \text{ м.}$$

Втрати напору в трубопроводі, що підводить промивну воду до загального колектора розподільної системи (ухил  $i = 4,48$ ) при загальній довжині трубопроводу  $l = 100$  м, становлять:

$$h_{\text{тр}} = 0,00448 \cdot L = 0,00448 \cdot 100 = 0,448 \text{ м} \approx 0,45 \text{ м}$$

Втрати на місцеві опори (м) у фасонних частинах і арматурі становлять:

$$h_{\text{л}} = \frac{\sum \xi \cdot V^2}{2 \cdot g},$$

В тому числі для коліна  $\xi = 0,984$ , для засувки  $\xi = 0,26$ , для входу в усмоктувальну трубу  $\xi = 0,5$ , для трійників  $\xi = 0,92$ . Тоді всі втрати на місцеві опори будуть становити:

$$\alpha h_{\text{л}} = (2 \cdot 0,984 + 0,26 + 0,5 + 0,92) \cdot \frac{11^2}{298} \approx 0,44$$

Повна величина втрат напору (м) при промиванні фільтра становитиме

$$\alpha h = 2,98 + 0,68 + 0,14 + 0,45 + 0,44 = 4,69 \text{ м}$$

Повна величина втрат напору при промиванні фільтра складає 4,69 м, що менше 7 м, що допускаються СНиП.

Розрахунок хлорування обладнання для води

Розрахувати хлораторну для станції обробки води  $Q_{\text{доб}} = 27000 \text{ м}^3/\text{доб}$ .

Хлорування приймаємо хлором у два етапи.

Визначаємо годинну витрату хлору: для попереднього хлорування води доза хлору  $D_{\text{I хл}} = 5 \text{ мг/л}$

$$\frac{Q_{\text{доб}}}{D_{\text{I хл}}} = \frac{27000}{5} = 5400$$

для вторинного хлорування доза хлору  $D_{\text{II хл}} = 1 \text{ мг/л}$

$$\frac{Q_{\text{доб}}}{D_{\text{II хл}}} = \frac{27000}{1} = 27000$$

Загальна витрата хлору становить  $5,6 + 1,13 = 6,73 \text{ кг/год}$  або  $161,5 \text{ кг/добу}$ .

Приймаємо в хлораторній хлоратори ЛОНИИ-100: один продуктивністю  $10 \text{ кг/год}$  для первинного хлорування і один продуктивністю  $0,5-3 \text{ кг/год}$  – для вторинного хлорування. Всього встановлюємо 4 хлоратори (2 робочих і 2 резервних). Хлор-газ подається в хлораторну по хлоропроводу від складу хлору.



## 4 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНА ЧАСТИНА

Метою проведення експериментальних досліджень є:

- дослідження фізико-хімічних властивостей шахтної води шахти “Привольнянська”;
- створення лабораторної установки для іонообмінного очищення шахтної води;
- проведення досліджень по підготовці шахтної води методом іонообмінного пом'якшення або знесолювання з метою встановлення можливості її повторного використання на теплових станціях або котельних вугільного підприємства.

### 4.1 Визначення складу шахтних вод

Аналіз шахтних вод проводили по методиках, викладеним в [9,10].

#### 4.1.1 Визначення сухого залишку.

Засоби вимірів, реактиви і матеріали:

- 1) ваги лабораторні;
- 2) сушильна шафа;
- 3) водяна баня;
- 4) фарфорова чашка випарювальна;
- 5) колба мірна;
- 6) воронка скляна;
- 7) вода дистильована;
- 8) ексікатор.

Проведення аналізу.

У прожарену до постійної ваги, охолоджену і зважену фарфорову чашку поміщують 100 мл аналізованої води.

Воду випаровують на водяній бані насухо. Потім переносять чашку з сухим залишком в сушильну шафу і висушують при 105<sup>0</sup>С протягом 3-х годин, охолоджують в ексікаторі протягом 30-50 хвилин і швидко зважують з точністю до 0,0002 гр.

Обробка результатів.

Вміст сухого залишку (X) в мг/дм<sup>3</sup> обчислюють за формулою:

$$X = (m_2 - m_1) \cdot 1000/V \quad (4.1)$$

де:  $m_1$  – маса порожньої фарфорової чашки, міліграм;

$m_2$  – маса чашки з висушеним залишком, міліграмом;

V – об'єм проби води, мл

#### 4.1.2 Визначення жорсткості вихідної і пом'якшеної води.

Необхідні реактиви.

1. Розчини Трилону Б – 0,1н і 0,01н концентрації;
2. Аміачно-буферний розчин;
3. Індикатор кислотний хромовий темно-синій.

Проведення аналізу.

##### 4.1.2.1 Визначення загальної жорсткості.

У конічну колбу ємністю 250 мл відбирають пробу досліджуваної води, додають 5 мл аміачно-буферного розчину, 5-6 крапель індикатора хромового темно-синього і повільно, при інтенсивному збовтуванні, титрують 0,1н розчином Трилону Б (вихідну воду) або 0,01н розчином Трилону Б (зм'якшену воду) до переходу забарвлення з винно-червоного в синьо-бузковий.

Загальну жорсткість розраховують по формулі:

$$ЗЖ = (N \cdot K_{тр} \cdot A \cdot 1000) / B; \quad \text{мг-екв/л} \quad (4.2)$$

де: N – нормальність розчину Трилону Б, г-екв/л

$K_{тр}$  – коефіцієнт нормальності Трилону Б;

A – об'єм розчину Трилону Б, витрачений на титрування проби, мл

B – об'єм води, узятій для аналізу, мл.

#### 4.1.2.2 Визначення концентрації іонів кальцію

У конічну колбу ємністю 250 мл відбирають пробу досліджуваної води, додають 5 мл 20%-ного розчину гідроокису натрію, доводять загальний об'єм до 100 мл, вносять на кінчику шпателя 30-40 міліграм суміші мурексиду з хлоридом натрію і титрують стандартним розчином Трилону Б до переходу червоного забарвлення у фіолетовий.

Вміст іонів кальцію обчислюють за формулою:

$$C_{Ca^{+2}} = (N \cdot K_{тр} \cdot A \cdot 1000) / B; \text{ мг-екв/л} \quad (4.3)$$

де: N – нормальність розчину Трилону Б, г-екв/л

$K_{тр}$  – коефіцієнт нормальності Трилону Б;

A – об'єм розчину Трилону Б, витрачений на титрування проби, мл

B – об'єм води, узятій для аналізу, мл

Вміст іонів магнію обчислюють як різницю між значенням загальної жорсткості і концентрацією іонів кальцію.

#### 4.1.2.3 Визначення карбонатної (тимчасовою) жорсткості.

У конічну колбу ємністю 250 мл піпеткою відбирають пробу випробовуваної води, додають 2-3 краплі індикатора метилового помаранчевого і титрують пробу 0,1н розчином соляної кислоти до переходу забарвлення з солом'яно-жовтого в золотисто-помаранчевий.

Карбонатну жорсткість обчислюють за формулою:

$$Ж_k = (a \cdot N \cdot 1000) / V, \text{ мг-екв/л} \quad (4.4)$$

де: a – кількість 0,1н розчину соляної кислоти, що пішла на титрування проби, мл

N – нормальність розчину соляної кислоти, г-екв/л

B – об'єм води, узятій для аналізу, мл

Жорсткість некарбонатну (постійну) обчислюють по різниці між загальною і карбонатною жорсткістю.

#### 4.1.3 Визначення активної реакції (рН).

Засоби вимірів, реактиви і матеріали:

1. рН-метр;
2. еталонні розчини;
3. вода дистильована;
4. склянки на 200 мл — 4 шт.;
5. фільтрувальний папір.

Проведення аналізу.

Перед початком роботи ознайомитися з інструкцією на прилад.  
Визначити рН води відповідно до інструкції.

#### 4.1.4 Визначення вмісту хлоридів.

Засоби вимірів, реактиви і матеріали:

- 1) конічні колби на 200 мл;
- 2) піпетки на 10 мл;
- 3) циліндри мірні на 100 мл;
- 4) бюретки для титрування;
- 5) вода дистильована;
- 6) 0,01 н розчин  $\text{AgNO}_3$ : розчиняють 1,6987 г  $\text{AgNO}_3$  в 1 л води дистильованої;
- 7) 0,01 н розчин  $\text{NaCl}$ , готується з фіксанала;
- 8) 5%-вий розчин  $\text{K}_2\text{CrO}_4$ .

Проведення аналізу.

Спочатку встановлюють титр  $\text{AgNO}_3$ . Для цього в конічну колбу на 200 мл вносять 10 мл розчину  $\text{NaCl}$  і 90 мл води дистильованої, додають 5 крапель  $\text{K}_2\text{CrO}_4$ . Вміст колби титрують розчином  $\text{AgNO}_3$  до переходу лимонно-

жовтого забарвлення каламутного розчину в помаранчево-червоний, що не зникає протягом 15-20 сек.

Поправочний коефіцієнт до титру  $\text{AgNO}_3$  розраховують за результатами трьох титрувань.

$$D_0 = 30 / (P_1 + P_2 + P_3) \quad (4.5)$$

де:  $P_1, P_2, P_3$  — об'єм в мл  $\text{AgNO}_3$ , використаний на кожне з трьох титрувань.

При вмісті хлоридів менше 250 мг/л беруть 100 мл фільтрованої випробовуваної води. При більшому вмісті хлоридів беруть 10-15 мл. Випробовувану воду наливають в дві конічні колби, доводять до 100 мл водою дистильованою, додають 5 крапель розчину  $\text{K}_2\text{CrO}_4$ . Розчин в одній колбі титрують  $\text{AgNO}_3$ , а друга колба використовується для контролю.

Вміст хлор-іона у воді розраховують за формулою:

$$X = (P \cdot D_0 \cdot 0,355 \cdot 1000) / V \quad (4.6)$$

де:  $X$  — вміст хлор-іона в мг/л;

$P$  — кількість розчину  $\text{AgNO}_3$ , витрачена на титрування, мл;

$D_0$  — поправочний коефіцієнт до титру;

0,355 — еквівалентна кількість хлору, відповідна 1 мл 0,01 н розчину  $\text{AgNO}_3$ , міліграму;

$V$  — об'єм досліджуваної проби, мл.

#### 4.1.5 Визначення зважених речовин.

Засоби вимірів, реактиви і матеріали:

- 1) ваги лабораторні, клас точності 1,2;
- 2) ексикатор;
- 3) сушильна шафа;
- 4) бюкси скляні;
- 5) воронки скляні;
- 6) паперові або мембранні фільтри;
- 7) вода дистильована.



Проведення аналізу.

Відмірюють такий об'єм ретельно перемішаної проби, аби в ній було 100-250 міліграм зважених речовин, і фільтрують через висушений і заздалегідь зважений фільтр (паперовий або мембранний). Промивають осад на фільтрі невеликою кількістю дистильованої води (50 мл) і переносять фільтр з осадом в заздалегідь зважений скляний бюкс. Бюкс з фільтром і осадом висушують при температурі 105 °С до постійної ваги, охолоджують і зважують.

Обробка результатів

Вміст зважених речовин (С) мг/дм<sup>3</sup> знаходять по формулі:

$$З = ((m_1 - m_2) \cdot 1000)/V \quad (4.7)$$

де:  $m_1$  — маса бюкса з фільтром і осадом, міліграмом;

$m_2$  — маса бюкса з чистим фільтром, міліграмом;

$V$  — об'єм аналізованої води, см<sup>3</sup>.

#### 4.2 Результати аналізу шахтних вод

Виконаний аналіз стічних вод шахти по горизонтах. Отримані дані приведені в таблиці 4.1.

Таблиця 4.1 – Склад і основні показники шахтних вод

Горизонт	рН, од.	Сухий залишок, г/л	Прожарений залишок, г/л	ЗЖ, мг-екв/л	Ca <sup>2+</sup>	Mg <sup>2+</sup>	Зважені. речовини, мг/л
11	7,1	1,73	1,25	30	12	18	2,0
146	7,15	0,80	0,66	24	6	18	5,0
540	7,0	2,53	1,93	35	18	17	3,0
740	7,2	0,29	0,16	25	10	15	200

Процес водопідготовки для потреб промисловості і енергетики передбачає корегування сольового складу води зм'якшуванням. З результатів аналізу виходить, що води горизонтів 740 і 146 по мінеральному складу близькі до показників якості питної води. Тому в роботі були проведені дослідження

процесу зм'якшування шахтної води горизонтів 740 і 146. Для використання таких вод в котельній необхідно понизити вміст зважених речовин і солей жорсткості. Тому перед подачею на колонку з катіонітом води фільтрували.

#### 4.3 Пом'якшення води на катіоніті КУ-2-8

Для того, щоб піддавати воду знесолюванню вона повинна відповідати таким вимогам:

- жорсткість – до 14 мг-екв./л;
- зважені речовини – до 10 - 15 мг/л.

Для проведення дослідів використовувався катіоніт КУ-2-8 в натрієвій формі, підготовлений за ГОСТ 10896-78. У колонку було завантажено 2 г катіоніту. Шахтну воду пропускали через шар катіоніту до встановлення постійної жорсткості у воді, що виходить. Через кожних 20 мл воду, що виходить з колонки, брали на аналіз, визначаючи в ній вміст суміші солей жорсткості (ОЖ), а також іонів кальцію і магнію по наведених вище методиках. Отримані результати наведені на рис. 4.1 і в табл. 4.2.

#### 4.4 Регенерація катіоніту

Після завершення процесу пом'якшення в досліді проводилася регенерація катіоніту 8%-вим розчином хлориду натрію. Регенерацію проводили до встановлення мінімальної жорсткості у відпрацьованому регенераційному розчині. Результати процесу регенерації наведені в таблиці 4.3 і на рис. 4.2.

Після регенерації катіоніт відмивали дистильованою водою до зникнення в воді іонів.

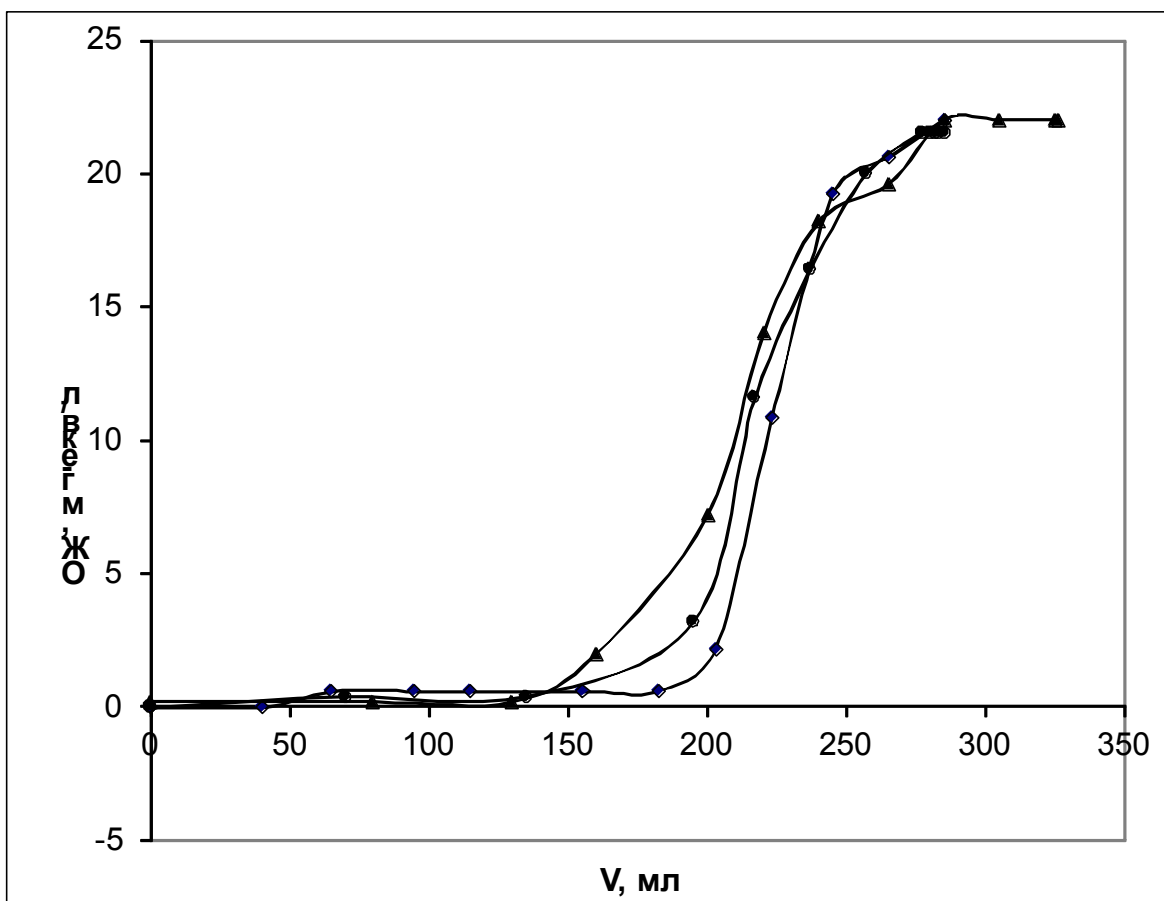


Рис 4.1 – Зміна загальної жорсткості залежно від кількості пропущеної шахтної води (горизонт 740)

● – дослід № 1, ▲ – дослід № 3, ■ – дослід № 7

1.1.1.1 Таблица 4.2 - Пом'якшення шахтної води, дослід 1.

Об'єм шахтної води, мл	ОЖ, мг-екв/л	Ca <sup>+2</sup> , мг-екв/л	Mg <sup>+2</sup> , мг-екв/л
0	0	0	0
40	0	0	0
65	0,6	0	0,6
95	0,6	0	0,6
115	0,6	0	0,6
155	0,6	0	0,6
182	0,6	0	0,6
203	2,2	0	2,2
223	10,8	0,6	10,2
245	19,2	1,4	17,8
265	20,6	2	18,6
285	22	2,8	19,2

Таблиця 4.3 - Пом'якшення шахтної води, дослід 3

Об'єм шахтної води, мл	ЗЖ, мг-екв/л	Ca <sup>+2</sup> , мг-екв/л	Mg <sup>+2</sup> , мг-екв/л
0	0	0	0
70	0,4	0	0,4
135	0,4	0	0,4
195	3,2	0,4	2,8
207	11,6	1,6	10
237	16,4	2,4	14
257	20	3,4	16,6
277	21,5	4,0	17,5
285	21,5	4,0	17,5

1.1.1.2 Таблиця 4.4 - Пом'якшення шахтної води, дослід 7

Об'єм шахтної води, мл	ЗЖ, мг-екв/л	Ca <sup>+2</sup> , мг-екв/л	Mg <sup>+2</sup> , мг-екв/л
0	0	0	0
80	0,2	0	0,2
130	0,2	0	0,2
160	0,2	0	0,2
200	2,0	0,2	1,8
220	7,2	0,6	6,6
240	14	1,2	12,8
265	18,2	2,0	16,2
285	19,6	2,6	17
305	22	3,0	19
325	22	3,0	19

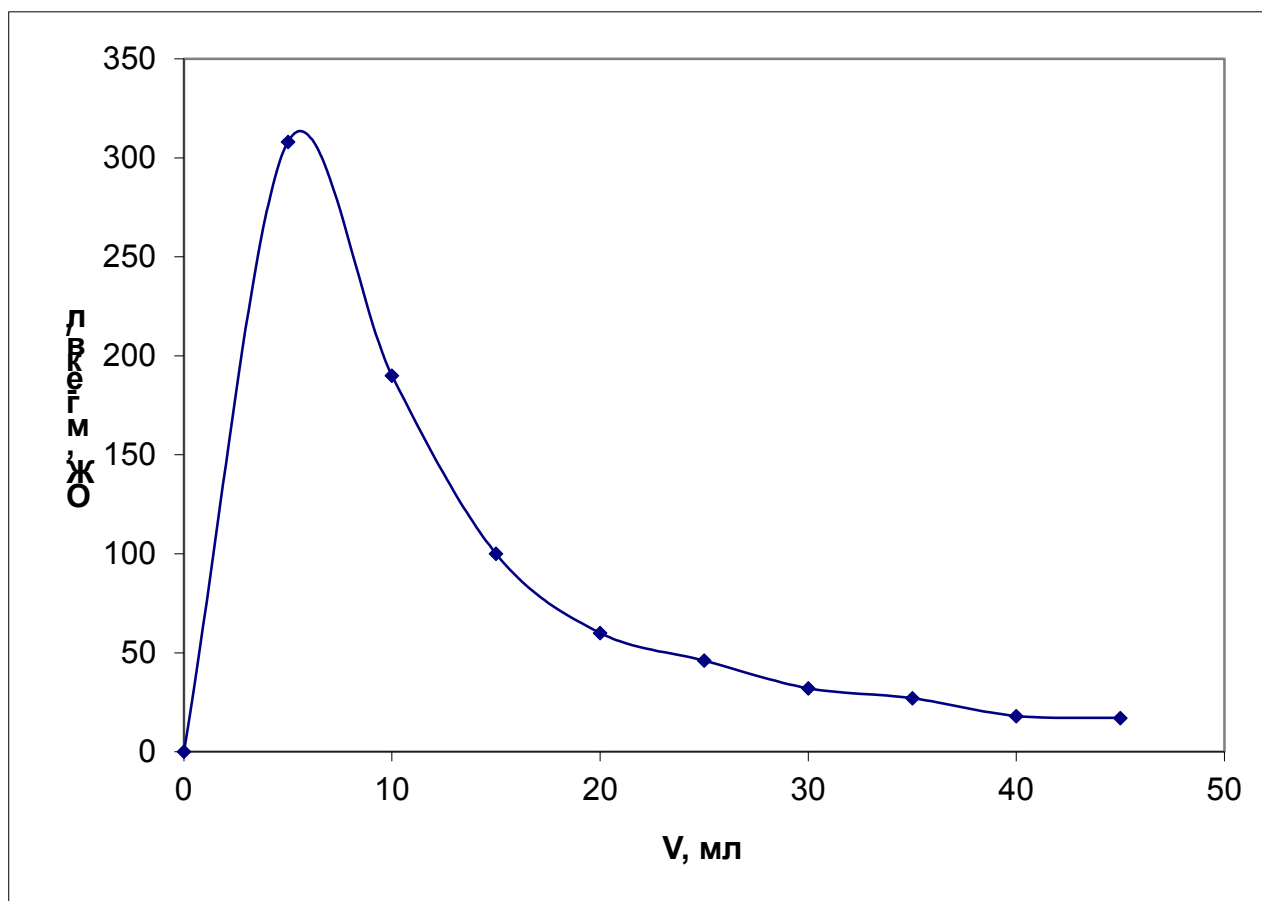


Рис 4.2 - Зміна загальної жорсткості (ЗЖ) у відпрацьованому регенераційному розчині (8 %-вим розчином NaCl).

1.1.1.3 Таблица 4.5 - Регенерация катиониту 8 %-вим розчином NaCl, дослід 2

Об'єм регенованого розчину, мл	ЗЖ, мг-екв/л	Ca <sup>2+</sup> , мг-екв/л	Mg <sup>2+</sup> , мг-екв/л
1.1.1.40	1.1.1.50	1.1.1.60	1.1.1.70
1.1.1.85	1.1.1.9 308	1.1.1.10 14 4	1.1.1.11 164
1.1.1.12 10	1.1.1.13 19 0	1.1.1.14 10 0	1.1.1.15 90
1.1.1.16 15	1.1.1.17 10 0	1.1.1.18 60	1.1.1.19 40
1.1.1.20 20	1.1.1.21 60	1.1.1.22 36	1.1.1.23 24
1.1.1.24 25	1.1.1.25 46	1.1.1.26 26	1.1.1.27 20
1.1.1.28 30	1.1.1.29 32	1.1.1.30 21	1.1.1.31 11
1.1.1.32 35	1.1.1.33 27	1.1.1.34 11	1.1.1.35 16
1.1.1.36 40	1.1.1.37 18	1.1.1.38 9	1.1.1.39 9
1.1.1.40 45	1.1.1.41 17	1.1.1.42 8	1.1.1.43 9

Було проведено три цикли пом'якшення-регенерації У кожному досліді визначали ємність катіоніту за площею ОАСД і кількість катіонів жорсткості, вимитих з катіоніту в процесі регенерації. Отримані дані приведені в таблицях 4.6 і 4.7.

1.1.1.44 Таблиця 4.6 - Пом'якшення шахтної води

№ досліду	Кількість катіонів жорсткості, поглинених катіонітом, мг-екв		
	ОЖ	Ca <sup>2+</sup>	Mg <sup>2+</sup>
1	4,874	2,330	2,544
3	4,735	2,200	2,535
5	4,500	2,090	2,410
7	5,220	2,430	2,790

1.1.1.45 Таблиця 4.7 - Регенерація катіоніту КУ-2-8

№ досліду	Кількість катіонів жорсткості у відпрацьованому регенераційному розчині, мг-екв		
	ОЖ	Ca <sup>2+</sup>	Mg <sup>2+</sup>
2	4.675	1.662	3.013
4	3.835	2.260	1.575
6	5.625	2.425	3.200

З даних виходить, що з кожним циклом ємність катіоніту знижується (у досліді 3 на 3% в порівнянні з дослідом 1). Кількість вимитих солей по ОЖ в досліді 4 складає 82% з досліду 2, у тому числі іонів магнію (52% в порівнянні з дослідом 2). Можна зробити висновок про те, що ємність катіоніту знижується через неповну регенерацію, в основному іонів магнію. Для проведення ефективнішої регенерації застосовують 5% розчин соляної кислоти. Був проведений дослід по регенерації катіоніту КУ-2-8 5% НСІ. Результати представлені в таблиці 4.8 і на рис. 4.3.

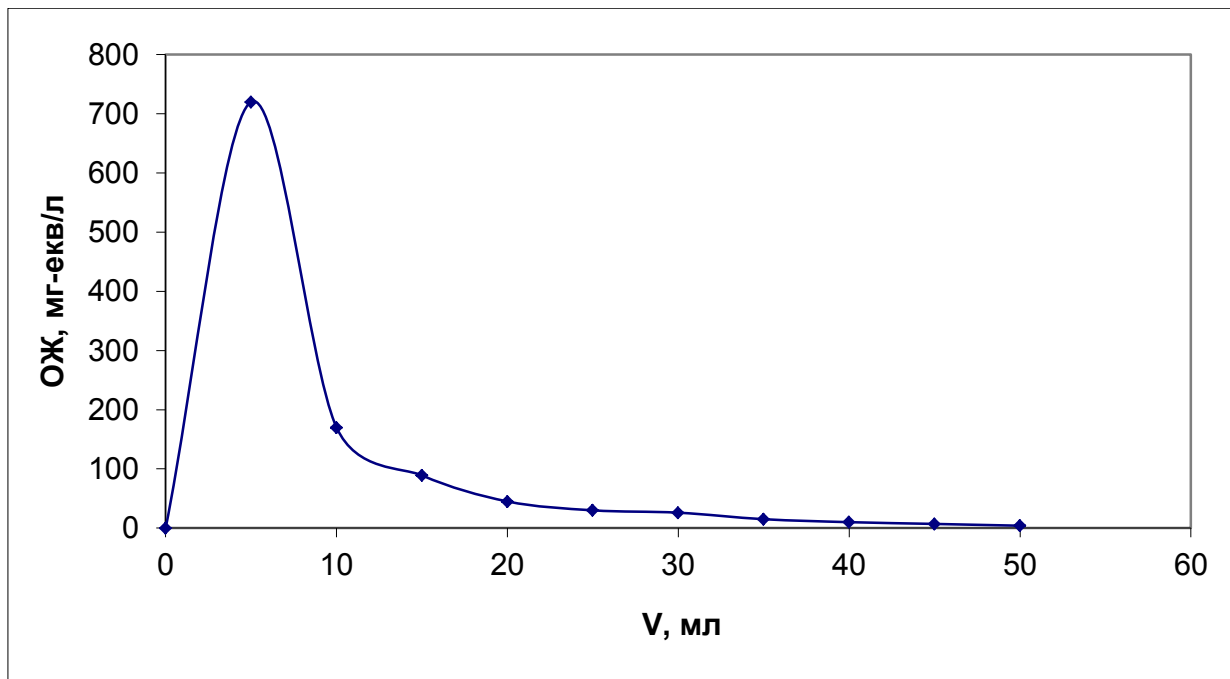


Рис. 4.3 -Зміна загальної жорсткості (ЗЖ) у відпрацьованому регенераційному розчині 5% HCl.

Таблиця 4.8 – Регенерація катіоніту 5% HCl

Об'єм регенераційного розчину, мл	ЗЖ, мг-екв/л	Ca <sup>+2</sup> , мг-екв/л	Mg <sup>+2</sup> , мг-екв/л
0	0	0	0
5	720	235	485
10	170	123	47
15	89	50	39
20	45	30	15
25	30	14	16
30	26	17	9
35	15	7	8
40	10	9	1
45	7	4	3
50	4	4	0

При проведенні регенерації на початку процесу спостерігалось виділення бульбашок вуглекислого газу, що пов'язане з розчиненням карбонатів кальцію і магнію, що відклалися в шарі катіоніту. У даному досліді вимілося 5,625 мг-екв ОЖ (2,425 мг-екв іонів кальцію і 3,2 мг-екв іонів магнію), що значно більше, чим в дослідях при регенерації розчином хлористого натрію. В процесі зм'якшування води після такої регенерації також відмічено зростання

динамічної змінної ємності катіоніту, яке склало 2,61 мг-екв/г катіоніту, кількість поглинених солей жорсткості склала 5,22 мг-екв.

З отриманих результатів виходить, що для використання шахтної води (горизонти 740,146) можна застосувати метод зм'якшування на катіоніті КУ-2-8 в натрієвій формі з регенерацією 8%-вим розчином хлористого натрію. З метою відновлення змінної ємності катіоніт слід періодично регенерувати 5 %-вим розчином соляної кислоти. Перед подачею шахтної води на фільтри її слід очищати від зважених речовин.

Для шахтних вод горизонтів 11 і 540, що містять 1,73-2,53 г/л мінеральних речовин (по сухому залишку) слід застосувати метод іонітного знесолювання перед їх використанням в котельних.

#### 4.3 Схема установки іонітного пом'якшення води

На підставі досліджень можна запропонувати технологічну схему двоступеневої установки іонітного пом'якшення води, до складу якої входить: піщаний фільтр, Na<sup>+</sup>-катіонітний фільтр першого і другого рівня, резервуари для регенераційних розчинів хлористого натрію і соляної кислоти, дегазатор, резервуар зм'якшеної води (рис. 4.4).

Вихідна вода подається насосами на напірний піщаний фільтр (9), де віддаляються колоїдні частки і зважені речовини. Після піщаного фільтру вода поступає на Na-катіонітний фільтр першого рівня (1), де відбувається початкова стадія зм'якшування. Фільтрування зм'якшеної води на фільтрах першого рівня проводять до тих пір, поки жорсткість фільтрату не досягне 25-30 % жорсткості вихідної води. Це дозволяє збільшити поглинальну ємність фільтрів і збільшити термін їх корисної роботи. Потім частково зм'якшена вода подається на Na-катіонітний фільтр другого рівня (5), де відбувається подальше її зм'якшування. Фільтри другого рівня несуть невелике навантаження по зниженню жорсткості води, і термін їх роботи досягає 150-200 годин. Після Na-катіонітних фільтрів вода збирається в резервуар



зм'якшеної води (6) і прямує в дегазатор (8), для видалення вільної вуглекислоти і кисню. Після цього вода є повністю зм'якшеною і придатною для подачі на теплові станції або котельні.

У резервуарі для регенераційного розчину (2) готують 8 %-вий розчин хлориду натрію, і подають на Na-катіонітний фільтр першого і другого рівня. З метою відновлення змінної ємності катіоніт періодично регенерують 5 %-вим розчином соляної кислоти, який готується в резервуарі 4. Відмивання катіоніту проводять зм'якшеною водою після цих же фільтрів з резервуару 3.

## 5 ПРИКЛАДНА ЧАСТИНА

Науково-дослідні роботи проводилися з метою вивчення можливості використання очищених шахтних вод як теплоносій для підживлення водогрійних котлів і тепломереж, а також живлення парових котлів низького і середнього тиску. Якість живильної води і пари повинна відповідати нормативним показникам. Вода, що використовується як теплоносій, повинна забезпечити відсутність на поверхні нагріву експлуатаційних відкладень, а також запобігти всім типам корозії металевого котельного, пароконденсатного і живильного устаткування.

В процесі роботи вивчено хімічний склад шахтних вод Лисичанського вугільного басейну, виконано аналіз технологічних властивостей води.

Хід роботи був спрямований на визначення найбільш економічного методу очищення шахтної води і розробку технологічної схеми їх очищення, що дозволить використовувати воду в теплоенергетиці.

Згідно "Правилам пристрою і безпечної експлуатації парових казанів", загальна жорсткість живильної води парових котлів паровиробництвом 2 т/год і більш не повинна перевищувати наступних середньомісячних норм:

0,5 мг-екв/л для казанів з димовими трубами;

0,3 мг-екв/л для водотрубних казанів з тиском пари до 16 атм;

0,02 мг-екв/л для водотрубних казанів з тиском пари 16 - 31,5 атм.

## 5.1 Стадії процесу очистки шахтних вод

### 1. Освітлення вод від грубодисперсних домішок (відстоювання).

Відстоювання шахтних вод – це метод очищення очистки від зважених в них часток частинок різних речовин шляхом їх осадження під дією сили тяжіння.

Відстійники (періодичної і неперервної дії) – це споруди спорудження де проходить осідання зважених у воді твердих часток частинок. На шахтах застосовують відстійники неперервної дії. Вони призначені для уловлювання частино частинок конкретного фіксованого розміру незалежно від загального ефекту освітлення води і уловлювання певної кількості суспензій з урахуванням необхідного ефекту.

### 2. Коагуляційна обробка води і освітлення після коагуляції.

Для прискорення процесу відстоювання і посилення його ефективності застосовують хімічні методи обробки води – вносять коагулянти і флокулянти, що мають заряд, протилежний заряду зважених часток. В результаті заряди останніх нейтралізуються, починають злипатися, створювати важчі агрегати, які легко осідають, захоплюючи за собою частки, які ще не піддалися обробці коагулянтном.

Освітлювачі – це апарати для процесу глибокого освітлення заздалегідь обробленої коагулянтном шахтної води шляхом її пропускання через шар раніше сформованого осаду (контактного середовища). В основному використовуються освітлювачі із завислим шаром осаду.

Коагуляція і флокуляція із загальним застосування сірчанокислового алюмінію і поліакриламиду або одного сірчанокислового алюмінію, інших флокулянтів катіонного або аніонного типу в залежності від конкретного складу стоків. Флокулянт і коагулянти мають бути заздалегідь розчинені. Присутність часток флокулянтів, що не розчиняються, різко погіршує процес відстоювання, може привести до «проскакування» його в навколишнє середовище.

3. Реагентна обробка за допомогою вапна. Один з найбільш дешевих і ефективних способів пом'якшення шахтної води.

Хімізм вапнування може бути представлений наступним рівнянням :



4. Видалення із води завислих речовин методом фільтрації на КЗФ (каркасно- засипний фільтр ).

Якщо після попереднього освітлення у відстійниках, отримати воду необхідної якості, то її дочищують за допомогою фільтрування, видаляючи тонкодисперсні, колоїдні, тверді або рідкі частинки . Водоочисні споруди, на яких відбувається процес фільтрації, називаються фільтрами. При фільтруванні проходить розділення рідкої і твердої фаз за допомогою пористої перегородки під дією різниці тиску, що створюється надлишковим напором або розрідженням повітрям. Рідка фаза проходить через пори перегородки і збирається у вигляді фільтрату, а тверда (осад) затримується на поверхні перегородки.

Каркасно-засипний фільтр є багат шаровим, в якому фільтрація води відбувається в напрямку спадаючої крупності зерен завантаження. Подача води здійснюється по системі жолобів. Дренажна система представлена у вигляді дірчастих труб з підтримуючими гравійними кулями. На підтримуючу гравійну кулю завантажують гравій і пісок. Пісок заповнює межпоровий простір гравійного каркаса. Замість гравію можна застосовувати щебінь, а замість піску шлак, керамзит, мармурову крихту, антрацит. Перевага каркасно-засипного фільтру - робота в режимі безплівкової фільтрації, висока якість фільтрату, підвищена грязеемність завантаження.

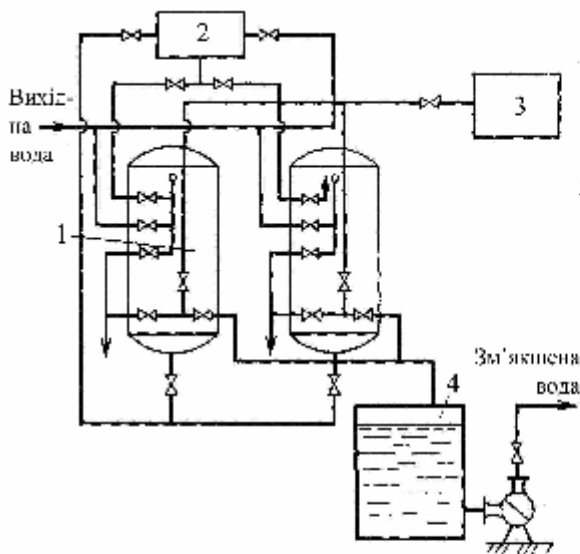
4. Доочистка на катіонітових фільтрах, при використанні води у котлах.

У разі значної жорсткості, з метою економії реагентів, доцільно використовувати доочистку. Враховуючу той факт, що використання катіонітових фільтрів бажане при жорсткості не більше 15 мг-екв/л, то знесолення проводять після обробки вапном.

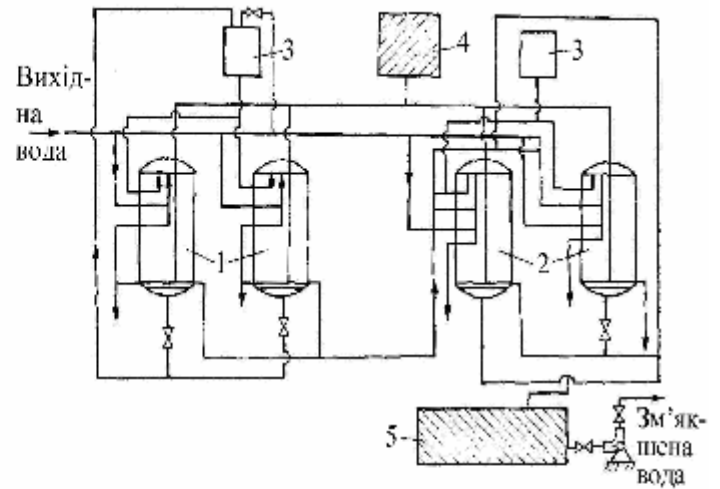
Основним методом підготовки води для промислових котелен є докотлове пом'якшення. Метод підготовки і схема водо підготовки обирається виходячи до умов промислового об'єкту. Приймається до уваги потужність, параметри пару і тип котла, якість вихідної води, наявність персоналу.

Найбільш розповсюджена схема водо підготовки у промислових котельнях, яка працює по методу Na-катіонування. Для більш глибокого пом'якшення води і збільшення межрегенераційного періоду приймається послідовне двоступеневе Na-катіонування.

Вихідна вода спочатку пропускається з нормальною швидкістю (15-20 м/ч) через фільтри 1-го ступеню, де вона піддається зм'якшенню до жорсткості 0,05-0,2 мг-екв/кг. Потім пом'якшену воду пропускають через фільтри 2-го ступеню з підвищеною швидкістю (30-50 м/ч), в котрій жорсткість попередньо зм'якшеної води знижається до 0,03-0,01 мг-екв/кг. Крім того, наявність фільтрів другого ступеню створює свого роду бар'єр, котрий запобігає проскоку солей жорсткості при різних похибках у роботі фільтрів 1-го ступеню. Тому часто фільтри 2-го ступеню називають бар'єрними фільтрами.



**Рис. 1.8** – Схема одноступінчастого Na-катіонування води:  
 1 - Na-катіонітовий фільтр; 2 – бак з розчином куховарської солі; 3 – бак з частково зм'якшеною водою для розпушування катіоніту; 4 – резервуар зм'якшеної води



**Рис. 1.9** – Схема двоступінчастого Na-катіонітового зм'якшення води:  
 1 - Na-катіонітові фільтри 1 ступеня;  
 2 - Na-катіонітові фільтри 2 ступеня;  
 3 – баки з розчином солі; 4 – бак з водою для розпушування; 5 - резервуар зм'якшеної води

На даний момент існують комплексні установки пом'якшення води, що не потребують додаткового обслуговування, та не займають багато місця. Підходять для парових котлів, продуктивністю 10 т. Наприклад, ECOSOFT DFU GL — «DUPLEX». Модель: DFU-2062GL Продуктивність робоча/пікова, м<sup>3</sup>/годину - 12,0/12,0 . Об'єм заправки фільтру - 300 л. Необхідна монтажна зона (Ширина x Глибина x Висота), м – 1,9x0,7x1,9 . Маса фільтру, кг - 600. Непереривність роботи установки забезпечують два фільтри – один у робочому режимі, другий – в регенерації або резерві. При цьому перехід потоків води здійснюється за допомогою двох управляючих клапанів, що забезпечені електронним контролером і імпульсним лічильником води.

Електронний контролер забезпечує надійне управління роботою системи очистки води і економічні витрати солі і води при регенерації.

Комплектація пом'якшувача:

- автоматичний клапан управління по витраті води

- корпус фільтра (2 шт)
- Na-катіоніт (іонообмінна смола)
- сольовий бак з регулюючим пристроєм наповнення.

Строк фільтруючого матеріалу до 7 років.

## 5.2 Розрахунок установки пом'якшення води

З метою економії витрат та необхідності використання додаткового обладнання, персоналу для його обслуговування та значних площ для його розміщення, пропонується використовувати комплексні установки пом'якшення води безпосередньо на котельних. Для парових котлів продуктивністю 10 т/годину оптимально підходять установки моделі SF3072-CV, ECOSOFT DFU GL - «DUPLEX».

Розрахуємо фактичний ресурс системи пом'якшення води за формулою:

$$1.1.2 \quad R_1 = (R_0 \times 7) / Ж,$$

де  $R_1$  - фактичний ресурс системи, м<sup>3</sup>;

$R_0$  - ресурс системи при жорсткості 7 мг-екв/л (згідно закладеним нормам експлуатації установки), м<sup>3</sup>;

Ж – жорсткість вихідної води, мг-екв/л, приймаємо 14 мг-екв/л.

$$R_1 = 84,7 \times 7 / 14 = 42,35 \text{ м}^3$$

При витраті води 10 м<sup>3</sup>/годину, на добу 5 регенерацій.

Витрати солі в перерахунку на 1 м<sup>3</sup> очищеної води, розраховуємо за формулою:

$$1.1.3 \quad M = Ж / 7,5,$$

де  $M$  – витрата солі на 1 м<sup>3</sup> очищеної води, кг;

Ж – жорсткість вихідної води, мг-екв/л.

$$M = 14 / 7,5 = 1,8 \text{ кг}$$

На одну регенерацію катіоніту необхідно  $1,8 \times 10 = 18$  кг солі, на добу – 90 кг солі. Вартість кг солі - 8 грн. На добу це становить 144 грн, на місяць – 4320 грн.