

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЧЕРНІГІВСЬКА ПОЛІТЕХНІКА»

ТЕХНОЛОГІЯ ВОДИ ТА ВОДОПІДГОТОВКИ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ ДО САМОСТІЙНОЇ РОБОТИ
для здобувачів вищої освіти першого (бакалаврського) рівня
спеціальності 181 «Харчові технології»

Обговорено і рекомендовано
на засіданні кафедри
харчових технологій
Протокол № 6
від 15.06.22

Чернігів 2022

Технологія води та водопідготовки харчових виробництв. Методичні вказівки до самостійної роботи для здобувачів вищої освіти першого (бакалаврського) рівня спеціальності 181 «Харчові технології» / Укл.: Буяльська Н.П., Денисова Н.М., Челябієва В.М. – Чернігів: НУ «Чернігівська політехніка», 2022.– 92 с.

Укладачі: БУЯЛЬСЬКА НАТАЛІЯ ПАВЛІВНА, кандидат технічних наук,
доцент
ДЕНИСОВА НАТАЛІЯ МИКОЛАЇВНА, кандидат технічних наук,
доцент
ЧЕЛЯБІЄВА ВІКТОРІЯ МИКОЛАЇВНА, кандидат технічних наук,
доцент

Відповідальний за випуск: ХРЕБТАНЬ ОЛЕНА БОРИСІВНА, завідувач кафедри харчових технологій, кандидат технічних наук, доцент

Рецензент: ЦИБУЛЯ СЕРГІЙ ДМИТРОВИЧ, доктор технічних наук, професор Національного університету «Чернігівська політехніка»

Вступ	4
1 Хімічний склад природних вод	5
1.1 Теоретичні положення.....	5
1.2 Алгоритм розв'язання завдань.....	9
1.3 Завдання для самостійної роботи 1.....	11
2 Використання відстоювання у водопідготовці	16
2.1 Відстійники.....	16
2.2 Пісковловлювачі.....	21
2.3 Алгоритм розрахунку різних типів піскоуловлювачів.....	23
2.4 Завдання для самостійної роботи 2.....	28
3 Очищення води фільтруванням	29
3.1 Загальна характеристика методу фільтрування. Класифікація фільтрів.....	29
3.2 Швидкі та повільні фільтри.....	32
3.3 Контактні прояснювачі та контактні фільтри.....	46
3.4 Алгоритм розрахунку механічного фільтра.....	52
3.5 Завдання для самостійної роботи 3.....	53
4 Використання методу коагуляції в технології водопідготовки	55
4.1 Теоретичні положення.....	55
4.2 Алгоритм розрахунку оптимальної дози коагулянта.....	57
4.3 Алгоритм розрахунку освітлювача.....	59
4.4 Завдання для самостійної роботи 4.....	62
5 Іонообмінний метод очищення води	64
5.1 Вибір технологічної схеми іонообмінного очищення води.....	64
5.2 Алгоритм розрахунку катіонітових фільтрів.....	72
5.3 Завдання для самостійної роботи 5.....	77
6 Дегазація води	78
6.1 Теоретичні положення.....	78
6.2 Алгоритм розрахунку декарбонізатора.....	83
6.3 Завдання для самостійної роботи 6.....	84
7 Знезараження води	86
7.1. Теоретичні положення.....	86
7.2 Алгоритм розрахунку хлораторної установки.....	88
7.3 Завдання для самостійної роботи 7.....	90
Рекомендована література	91

Вступ

Вода є ключовою сполукою, що забезпечує здійснення біологічних процесів, що протікають у живих організмах, включаючи людину. З нею безпосередньо пов'язана якість життя людей у всьому світі, в тому числі в Україні. Якщо в доіндустріальні епохи люди могли користуватися водою з природних джерел з мінімальними ризиками для здоров'я, то в даний час вода перед її використанням обов'язково потребує ретельної підготовки з використанням сучасних методів та обладнання.

Якісна підготовка води для використання в харчовій промисловості є одним з найважливіших завдань, вирішення якого необхідне як для отримання питної або мінеральної води, так і води, яка використовується як технологічна або технічна. Для її здійснення використовуються різні методи, що передбачають приведення води до встановлених показників якості, контроль за якими є обов'язковим етапом водопідготовки.

Розроблені методи водопідготовки зазвичай поєднуються залежно від багатьох параметрів, до яких, насамперед, відноситься якість води з природних джерел та її відповідність показникам епідемічної безпеки (мікробіологічні, паразитологічні), санітарно-хімічним (органолептичні, фізико-хімічні, санітарно-токсикологічні) та радіаційними показниками, встановленим для того чи іншого процесу виробництва.

Набуття компетенцій у сфері технології води та водопідготовки є важливим етапом підготовки студентів спеціальності 181 - Харчові технології, який сприяє їхній ефективній професійній діяльності після отримання відповідної кваліфікації та підвищує їхню конкурентоспроможність на ринку праці.

Методичні рекомендації для самостійної роботи з дисципліни «Технологія води та водопідготовки харчових виробництв» складено на основі відповідної робочої програми.

У методичні рекомендації включені питання, які доповнюють матеріал, що розглядається на лекційних та лабораторних заняттях. До них належать: «Хімічний склад природних вод», «Використання відстоювання у водопідготовці», «Очищення води фільтруванням», «Використання методу коагуляції у технології водопідготовки», «Іонообмінний метод очищення води», «Дегазація води», «Дезінфекція води».

У методичні рекомендації включені теоретичні відомості з відповідної теми, алгоритми вирішення типових завдань, а також завдання для самостійного виконання.

1 Хімічний склад природних вод

1.1 Теоретичні положення

Відомості про концентрацію найпоширеніших у природних водах іонів наведено в табл. 1.1.

За вмістом іонів (солей) у воді загальний ступінь мінералізації (М) визначають за формулою:

$$M = \sum \text{катіонів} + \sum \text{аніонів}$$

Таблиця 1.1 – Найважливіші іони природних вод

Група	Катіон	Аніон	Концентрація, мг/кг
I	Na ⁺ , K ⁺ , Ca ²⁺ , Mg ²⁺	HCO ₃ ⁻ , Cl ⁻ , SO ₄ ²⁻	1–10 ⁴
II	NH ₄ ⁺ , Fe ²⁺ , Mn ²⁺	HSiO ₃ ⁻ , NO ₃ ⁻ , CO ₂ ³⁻	0,1–1
III	Cu ²⁺ , Zn ²⁺ , Ni ²⁺ , Al ³⁺	HS ⁻ , I ⁻ , NO ₂ ⁻ , H ₂ PO ₄ ⁻	<0,1

Для перевірки правильності обчислення ступеня мінералізації результати перераховують у мг-екв/дм³. При цьому сума концентрацій катіонів повинна дорівнювати сумі концентрацій аніонів:

Для перевірки правильності обчислення ступеня мінералізації результати перераховують у мг-екв/дм³. При цьому сума концентрацій катіонів повинна дорівнювати сумі концентрацій аніонів:

$$\frac{Ca^{2+}}{20,04} + \frac{Mg^{2+}}{12,16} + \frac{Na^{+}}{23,0} + \frac{K^{+}}{39,0} + \dots = \frac{SO_4^{2-}}{48,03} + \frac{Cl^{-}}{35,46} + \frac{HCO_3^{-}}{61,03} + \frac{SiO_3^{2-}}{38,03} + \dots$$

Про вміст у природній воді солей судять за кількістю таких показників: сухого залишку, втрати маси в процесі прожарювання.

Основними хімічними домішками річкових вод (з кількістю розчинених солей 500–600 мг/дм³) є катіони Ca²⁺, Mg²⁺, Na⁺ і аніони HCO₃⁻, Cl⁻, SO₄²⁻.

Мало мінералізовані води річок містять переважно іони Ca²⁺, HCO₃⁻.

Підземні води різноманітні за хімічним складом. Ступінь мінералізації залежить від умов залягання водоносного шару, коливається від 100–200 мг/дм³ до декількох міліграмів у дм³.

У прісних артезіанських водах переважають іони Ca²⁺, HCO₃⁻. У міру підвищення ступеня мінералізації зростає відносний вміст іонів натрію, сульфатів, хлоридів.

Вміст солей у водах океанів і морів досягає 50 г/дм³ і більше. Основними домішками є Na⁺, Cl⁻, що складають у сумі близько 30 мг/дм³. Вміст солей у водах внутрішніх морів значно менший, наприклад, у воді Чорного моря – 16 г/кг, Балтійського – 7,5 г/кг.

У природних водах знаходяться іони, а не молекули солей. Проте в деяких випадках технологів більше цікавить визначення передбачуваного складу солей, що допомагає виявити певні властивості води, які мають значення для процесу

водопідготовки. Визначення складу солей ґрунтується на різних принципах. Для процесу очищення води доцільно одержати склад солей, які послідовно утворюють малорозчинні з'єднання зі збільшенням рН води. Цей прийом використовують в багатьох процесах водопідготовки (зм'якшення вапном або вапном із содою, знеферумнення аерацією або вапнуванням та ін.).

Іони натрію і калію з аніонами природних вод не утворюють важкорозчинних солей, практично не піддаються гідролізу і їх відносять до групи стійких домішок. Концентрація Na^+ і K^+ змінюється тільки внаслідок випаровування або розведення природної води. Потрапляють у природну воду під час розчинення основних порід, наприклад, відкладень галіту. Переваги іону натрію над іоном калію пояснюють більшим поглинанням іона калію ґрунтом і вилученням його з води рослинами.

Іони кальцію і магнію присутні у всіх мінералізованих водах. Їхнім джерелом є природні відкладення вапняків, гіпсу, доломітів. У мінералізованих водах найбільше іонів кальцію. Зі збільшенням ступеня мінералізації води вміст іонів кальцію швидко падає і рідко перевищує 1 г/дм^3 . Вміст іонів магнію в мінералізованих водах може досягати декількох г/дм^3 , а в солоних озерах декількох десятків г/дм^3 .

Незважаючи на те, що іони кальцію і магнію не завдають особливої шкоди живим організмам, наявність їх у воді у великій кількості небажана, оскільки така вода не придатна для господарського застосування. У жорсткій воді збільшуються витрата мила, повільно розварюються м'ясо і овочі. Жорстка вода не придатна для оборотного водопостачання, для живлення парових котлів та ін.

Жорсткість води (ступінь жорсткості прийнято виражати в мілімоль іонів Ca^{2+} або Mg^{2+} (або обох іонів) в 1 дм^3 або 1 кг води – ммоль/ дм^3 або ммоль/ кг).

У технічній літературі зустрічається одиниця виміру ступеня жорсткості води – мг-екв/ дм^3 або мг-екв/ кг . Знаючи, що молярні маси еквівалентів іонів Ca^{2+} і Mg^{2+} відповідно дорівнюють $20,04$ і $12,16 \text{ мг/дм}^3$, можна розрахувати загальну жорсткість води (в ммоль/ дм^3):

$$J_{\text{заг}} = \frac{[\text{Ca}^{2+}]}{20,04} + \frac{[\text{Mg}^{2+}]}{12,16} \quad (1.1)$$

Стосовно величини жорсткості води заг J і концентрації в ній іонів $[\text{HCO}_3^-]$ природні води можна розділити на дві групи: для однієї заг $J_{\text{заг}} > [\text{HCO}_3^-]$, для іншої $J_{\text{заг}} < [\text{HCO}_3^-]$. У водах першої групи розрізняють жорсткість загальну $J_{\text{заг}}$, карбонатну $J_{\text{к}} = [\text{HCO}_3^-]$, некарбонатну $J_{\text{нк}}$, кальцієву J_{Ca} і магнієву J_{Mg} . Між ними існує така залежність:

$$J_{\text{заг}} = J_{\text{к}} + J_{\text{нк}} = J_{\text{Ca}} + J_{\text{Mg}} \quad (1.2)$$

Для вод другої групи, які називають лужними, поняття карбонатної і некарбонатної жорсткості втрачає сенс, оскільки $[\text{HCO}_3^-] > J_{\text{заг}}$. Для цих вод слід розрізняти жорсткість загальну, кальцієву і магнієву, а також лужність. Під час розрахунків процесів у водообробленні для лужних вод слід умовно приймати $J_{\text{к}} = J_{\text{заг}}$, $J_{\text{нк}} = 0$, з огляду на надмірну концентрацію іонів $[\text{HCO}_3^-]$. На практиці часто доводиться визначати жорсткість суміші двох або декількох потоків води. Рішення подібного роду завдань ґрунтується на таких очевидних рівностях:

$$J_{\text{заг}}^{\text{сум}} = J_{\text{заг}}^1 \times a + J_{\text{заг}}^2 \times b \quad (1.3)$$

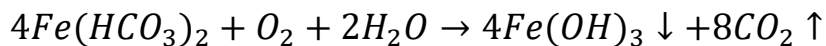
де $J_{\text{заг}}^{\text{сум}}$ – жорсткість суміші;

$J_{\text{заг}}^1, J_{\text{заг}}^2$ – жорсткість першого та другого потоків відповідно;

a, b – відповідно величини першого та другого потоків, виражених в частках одиниці.

В технологічних процесах підготовка води для зниження концентрації кальцію і магнію часто використовують утворення їх важкорозчинних сполук, які виводять з води до надходження її в водопровідну мережу.

Іони феруму (II) і феруму (III), мангану в істинно розчиненому стані знаходяться в дуже невеликих кількостях. Більша частина феруму та мангану у природних водах перебуває у стані колоїдів і суспензій. У підземних водах переважають сполуки феруму та мангану у вигляді сульфатів, хлоридів, гідрогенкарбонатів ($\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$). У разі видалення карбонової кислоти ($\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$) легко гідролізується, а за наявності у воді розчиненого кисню окиснюється за реакцією:



У поверхневих водах переважають сполуки феруму та мангану у вигляді органічних комплексних сполук (гуміновокислих) або у вигляді високодисперсної суспензії.

Поверхневі води мають від 0,1 до 1 мг/дм³ феруму та від 0 до 0,05 мг/дм³ мангану. У підземних водах вміст феруму часто перевищує 15–20 мг/дм³, а концентрація мангану коливається в межах 0,5–3 мг/дм³.

В невеликих кількостях ферум та манган не справляють шкідливого впливу на здоров'я людини, але надають воді неприємне червоно-коричневе або чорне забарвлення, погіршують її смак, викликають розвиток ферумбактерій, відкладення осаду в трубопроводах і їх засмічення.

Надлишок феруму в організмі людини збільшує ризик інфарктів, тривале вживання ферумвмісної води викликає захворювання печінки. Манганвмісні води справляють ембріотоксичний і гонадотоксичний вплив на організм людини.

Концентрація феруму у вихідній воді може збільшуватися під час транспортування її сталевими і чавунними трубами внаслідок забруднення продуктами корозії.

Сполуки нітрогену зустрічаються в природній воді у вигляді катіонів амонію, нітритних і нітратних аніонів. Поява цих іонів у воді пов'язана з розкладанням складних органічних речовин тваринного і рослинного походження, а також з розкладанням білкових речовин, що потрапляють у водойми з побутовими стічними водами.

Нітрати містяться переважно в поверхневих водах (до 0,003 мг/дм³), нітрити – в артезіанських водах (десяті частки мг/дм³).

У разі використання питної води з нітратами в кількості понад 45 мг/дм³ в організмі людини синтезуються нітрозаміни, що викликають злякисні пухлини.

Вміст нітрогену амонійних солей у річковій воді залежно від ступеня її

забруднення коливається від 0 до 1 мг/дм³.

Хлорид-іони та сульфат-іони. Їх вміст у природних водах коливається в широких межах (від часток міліграма до кількох грамів на літр) і обумовлений вимиванням солевмісних порід або скиданням у водойми промислових та побутових стічних вод. Вода з підвищеним вмістом іонів SO₄²⁻ та Cl⁻ має підвищену корозійну активність, вищу некарбонатну жорсткість, руйнівно діє на залізобетонні конструкції.

Наявність у воді більше 350 мг/дм³ хлоридів або 500 мг/дм³ сульфатів додає їй солонуватий присмак і призводить до порушення функціонування травної системи.

Гідрогенкарбонатні іони (НСО₃⁻) – найпоширеніші в природних водах. Для підтримування високих концентрацій іонів НСО₃⁻ необхідна велика кількість СО₂. У поверхневих водах це не реально, тому в річках і прісних озерах вміст гідрогенкарбонатних іонів рідко перевищує 250 мг/дм³.

Сполуки силіцію. Силіцій присутній в природних водах у стані іонів, молекул і колоїдних частинок. Форма вмісту силікатної кислоти у воді залежить від багатьох факторів і, насамперед, від її іонного складу і значення рН.

Вміст силіцію в природних водах в перерахунку на SO₃²⁻ зазвичай досягає 0,6–40 мг/дм³ і лише в окремих випадках може перевищувати 65 мг/дм³. Силікатна кислота не шкідлива для здоров'я, проте, підвищений вміст її в воді робить воду непридатною для живлення парових котлів через утворення силікатного накипу. У підземних водах силікатів міститься зазвичай більше, ніж в поверхневих.

Ангідрид силікатної кислоти (SiO₂) може утворювати з водою кислоти типу метасилікатної (H₂SiO₃), ортосилікатної (H₂SiO₄) і різних полісилікатних.

Всі ці кислоти за нейтральних і слаболужних значень рН мало розчинні і здатні утворювати у воді колоїдні розчини. Кальцієві і магнієві солі силікатних кислот значно важче розчиняються у воді.

Сполуки фосфору зустрічаються в природних водах у вигляді суспендованих частинок мінерального і органічного походження, у вигляді іонів ортофосфатної кислоти або складного органічного комплексу.

У природних водах сполуки фосфору присутні в малих кількостях, але істотно впливають на водну рослинність.

Природні води в дуже малій кількості містять іони *флуору, бром, йод та бору оксид*.

Бор у питній воді в концентрації понад 0,5 мг/дм³ погіршує обмін речовин, викликає захворювання печінки і шлунково-кишкового тракту.

Бром у питній воді за концентрації понад 0,2 мг/дм³ зменшує швидкість проведення імпульсу нервовими волокнами, негативно впливає на функції печінки і нирок, обумовлює зниження калію в крові.

Флуор в природних водах міститься до 12 мг/дм³ (артезіанські води).

Йод знаходиться в мізерно малих кількостях. Є дуже важливим біологічним мікроелементом, вміст якого у воді не повинний бути менше 10⁻⁸ мг/дм³ щоб уникнути ендемічного зобу.

Ендемічна хвороба характерна для певної місцевості через надлишок або

нестачу будь-якого хімічного елементу в навколишньому середовищі.

Стронцій в концентрації понад 7 мг/дм³ викликає деформуючий ендемічний остеоартроз, рахіт, ламкість кісток.

Кадмій в питній воді за концентрації понад 0,001 мг/дм³ викликає нестерпні болі в суглобах і хребті, ниркову недостатність (хвороба Ітай-ітай).

За надлишку ртуті (понад 0,0005 мг/дм³) виникає порушення моторики, погіршення зору, слуху, параліч (хвороба Мінамата, вперше виявлена в Японії в 1956 р.).

Цинк в концентраціях понад 5 мг/дм³ пригнічує процеси окиснення, викликає анемію.

Купрум у питній воді, в концентрації понад 1 мг/дм³ викликає захворювання печінки, гепатит та анемію.

Молібден за концентрації у питній воді понад 0,25 мг/дм³ викликає подагру і молібденову хворобу.

У складі природних вод можуть бути також іони радіоактивних елементів, що надходять у воду внаслідок вимивання радіоактивних мінералів і скидання відпрацьованих вод атомних реакторів.

Іони *арсену, селену, плумбуму* та інших елементів, що відносять до отруйних, в природних водах зустрічаються в незначних кількостях і потрапляють в них у великих кількостях внаслідок скидання неочищених промислових і побутових стічних вод.

1.2 Алгоритм розв'язання завдань

Приклад 1. Відповідно до принципу електронейтральності розрахувати вміст іону Na⁺ у природній воді та визначити загальний ступінь мінералізації води, якщо іонний склад води такий, мг/дм³: Ca²⁺ = 88, Mg²⁺ = 17, K⁺ = 18, Cl⁻ = 350, SO₄²⁻ = 120, HCO₃⁻ = 108.

Розв'язок. Розраховуємо кількість еквівалентів кожного іону як відношення его концентрації до молярної маси його еквіваленту.

$$\text{Ca}^{2+} = \frac{88}{20,04} = 4,3912$$

$$\text{Mg}^{2+} = \frac{17}{12,16} = 1,3980$$

$$\text{K}^{+} = \frac{18}{39,0} = 0,4615$$

$$\text{Cl}^{-} = \frac{350}{35,46} = 9,8703$$

$$\text{SO}_4^{2-} = \frac{120}{48,03} = 2,4984$$

$$\text{HCO}_3^{-} = \frac{108}{61,03} = 1,7696$$

Розраховуємо загальну кількість еквівалентів катіонів та аніонів у воді:

$$\sum \text{катионів} = \text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+} + \text{K}^+ = 4,3912 + 1,3980 + 0,4615 = 6,2504$$

$$\sum \text{аніонів} = \text{Cl}^- + \text{SO}_4^{2-} + \text{HCO}_3^- = 9,8703 + 2,4984 + 1,7696 = 14,1383$$

За різницею між еквівалентами катионів та аніонів визначаємо кількість еквівалентів іону натрію:

$$\text{Na}^+ = \sum \text{аніонів} - \sum \text{катионів} = 14,1383 - 6,2504 = 7,8879$$

Розраховуємо вміст іону натрію у воді як добуток кількості еквівалентів та молекулярної маси еквівалента

$$\text{Na}^+ = 7,8879 \times 23 = 181,42 \approx 181 \text{ мг/дм}^3$$

Розраховуємо загальну мінералізацію природної води як суму всіх іонів:

$$M = \text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+} + \text{K}^+ + \text{Na}^+ + \text{Cl}^- + \text{SO}_4^{2-} + \text{HCO}_3^-$$

$$M = 88 + 17 + 18 + 181 + 350 + 120 + 108 = 882 \text{ мг/дм}^3$$

Отже, природна вода зазначеного складу має підвищену мінералізацію.

Приклад 2. Розрахувати тимчасову жорсткість води, якщо 500 л її містить 202,5 г $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$.

Розв'язок. Тимчасова (некарбонатна) жорсткість води зумовлена наявністю солі кальцію гідрогенкарбонату і визначається за такою формулою:

$$J_{\text{нк}} = \frac{m_{\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2}}{M_{e(\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2)} \times V_{\text{H}_2\text{O}}} \quad (1.4)$$

де $M_{e(\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2)}$ – молярна маса еквівалента кальцію гідрогенкарбонату;

$$M_{e(\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2)} = \frac{M_{e(\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2)}}{2} = \frac{162}{2} = 81 \text{ г/моль}$$

Отже, тимчасова жорсткість води становить:

$$J_{\text{нк}} = \frac{202,5}{81 \times 500} \times 1000 = 5 \text{ ммоль/дм}^3$$

Приклад 3. Скільки грамів CaSO_4 містить 1 м³ води, якщо її жорсткість, яка обумовлена наявністю цієї солі, становить 4 ммоль/дм³.

Розв'язок. Молярна маса CaSO_4 дорівнює 136 г/моль, молярна маса еквівалента CaSO_4 становить $M_{e(\text{CaSO}_4)} = \frac{M_{(\text{CaSO}_4)}}{2} = \frac{136}{2} = 68 \text{ г/моль}$. Знаходимо, скільки грамів кальцію сульфату міститься в 1 м³ (1 м³ = 1000 дм³) води:

$$m_{(\text{CaSO}_4)} = \frac{J \times M_{e(\text{CaSO}_4)} \times V_{\text{H}_2\text{O}}}{1000}$$

$$m_{(\text{CaSO}_4)} = \frac{4 \times 68 \times 1000}{1000} = 272 \text{ г}$$

Приклад 4. Яку масу соди необхідно додати до 500 л води, щоб усунути її жорсткість, яка становить 5 ммоль/дм³.

Розв'язок. Визначаємо кількість моль еквівалентів солей, якими зумовлена жорсткість води, за такою формулою:

$$n_{\text{солей}} = \frac{J \times V_{\text{H}_2\text{O}}}{1000} \quad (1.5)$$

$$n_{\text{солей}} = \frac{5 \times 500}{1000} = 2,5 \text{ моль}$$

Відповідно до закону еквівалентів $n_{\text{солей}} = n_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = 2,5$. Молярна маса еквівалента соди становить $M_{e(\text{Na}_2\text{CO}_3)} = \frac{M_{(\text{Na}_2\text{CO}_3)}}{2} = \frac{106}{2} = 53 \text{ г/моль}$.

Отже, маса соди становить:

$$m_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = n_{\text{Na}_2\text{CO}_3} \times M_{e(\text{Na}_2\text{CO}_3)} = 2,5 \times 53 = 132,5 \text{ г}$$

1.3 Завдання для самостійної роботи 1

Завдання 1. Відповідно до принципу електронейтральності розрахувати вміст невизначеного іону у природній воді (табл. 1.2), визначити загальний ступінь мінералізації води та побудувати діаграму передбачуваного сольового складу солей.

Таблиця 1.2 – Вихідні дані для завдання 1

№ вар.	Вміст катіонів, мг/дм ³							
	Ca ²⁺	Mg ²⁺	Na ⁺	K ⁺	Fe ²⁺	NH ₄ ⁺	Cu ²⁺	Al ³⁺
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1	88	22		19	0,3	0,2	0,002	0,05
2	43	21	126	15	0,4	0,5	0,03	0,01
3	74	31	86	15	0,2	0,6	0,04	0,005
4	93	19	78	8	0,55	0,3	0,01	0,023
5		24	31	12	0,46	0,4	0,003	0,041
6	76	18	32	15	0,32	0,5	0,008	0,009
7	445	63	1021	60	0,26	1,14	0,001	0,005
8	149,3	55,9		9,9	6,63	0,01	0,002	0,003
9	362,2	84,6	117,1	13,3	1,28	0,79	0,001	0,002
10		42,2	551,8	33,8	4,93	0,79	0,003	0,001
11	121,2	50,3	1,533	35,7	2,94	1,98	0,01	0,02
12	119,4	19,8		14	1,7	0,01	0,001	0,003
13	52,4	7,4	2,6	0,8	0,2	0,3	0,004	0,05
14	42	11	8	3	0,1	0,2	0,003	0,002
15	3,5	1,5	15	0,2	0,1	0,01	0,002	0,001
16	120	48		54	1,46	0,68	0,05	0,002
17		36	29	12	0,2	0,6	0,004	0,05
18	64		27	17	0,22	0,54	0,007	0,0004
19	85	44	21	11	0,46	0,4	0,003	0,041
20	45	24	26		0,4	0,5	0,001	0,003
№ вар.	Вміст аніонів, мг/дм ³							
	Cl ⁻	SO ₄ ²⁻	HCO ₃ ⁻	HSiO ₃ ⁻	NO ₂ ⁻	NO ₃ ⁻	H ₂ PO ₄ ⁻	
1	350	120	108	0,07	0,002	0,45	0,02	
2	330		260	0,8	0,05	0,64	0,01	
3		327	240	0,5	0,003	0,45	0,02	

Продовження таблиці 1.2

1	2	3	4	5	6	7	8
4	320	520		0,3	0,005	0,62	0,02
5	320	190	180	0,4	0,004	0,54	0,02
6		410	140	0,2	0,007	0,73	0,02
7	1056		1614	55,9	0,001	0,05	0,089
8	1687	5,4	4427	12,7	0,003	0,02	0,01
9		451,7	1074	10,1	0,002	0,01	0,163
10	250,6	748,5	1241	33,1	0,004	0,015	0,01
11		0,92	4072	22,2	0,003	0,002	0,16
12	541	0,01	7528	16	0,001	0,002	0,001
13	1,8	13,6		0,6	0,003	0,45	0,04
14	5,1	17		0,3	0,01	0,52	0,01
15	10		9,5	0,5	0,03	16	0,01
16	163	410	214	8	0,02	124	0,01
17	550	420	186	0,3	0,05	0,62	0,02
18	340	390	180	0,2	0,007	0,73	0,015
19	425	350		0,4	0,004	0,54	0,03
20	290	465	230	0,7	0,002	0,24	0,025

Завдання 2. Виконайте завдання відповідно до таблиці 1.3.

Таблиця 1.3 – Вихідні дані для завдання 2

№ вар.	Завдання	
1	2	3
1	1	Яку масу Na_3PO_4 треба додати до 500 л води, щоб усунути її карбонатну жорсткість, яка становить 5 ммоль/дм^3 ?
	2	Чому дорівнює жорсткість води, в 100 л якої міститься 14,632 г магнію гідрогенкарбонату?
	3	Віл води міститься іонів магнію 36,47 мг і іонів кальцію 50,1 мг. Чому дорівнює жорсткість цієї води?
2	1	Яку масу натрію карбонату треба додати до 400 л води, щоб усунути жорсткість, рівну 3 ммоль/дм^3 ?
	2	Вода, що містить тільки магнію сульфат, має жорсткість 7 ммоль/дм^3 . Яка маса магнію сульфату міститься в 300 л цієї води?
	3	Обчисліть жорсткість води, знаючи, що в 600 л її міститься 65,7 г магнію гідрогенкарбонату і 61,2 г кальцію сульфату.
3	1	У 220 л води міститься 11 г магнію сульфату. Чому дорівнює жорсткість цієї води?
	2	До 1 м^3 жорсткої води додали 132,5 г натрію карбонату. Наскільки знизилася жорсткість?
	3	Яка маса CaSO_4 міститься в 200 л води, якщо жорсткість, що обумовлена цією сіллю, становить 8 ммоль/дм^3 ?

Продовження таблиці 1.3

1	2	3
4	1	1 м ³ води містить 140 г магнію сульфату. Обчисліть жорсткість цієї води.
	2	Вода, що містить тільки магнію гідрогенкарбонат. має жорсткість 3,5 ммоль/дм ³ . Яка маса магнію гідрогенкарбонату міститься в 200 дм ³ цієї води?
	3	Чому дорівнює жорсткість води, якщо для її усунення до 50 л води потрібно додати 21,2 г натрію карбонату?
5	1	Вода, що містить тільки кальцію гідрогенкарбонат. має жорсткість 9 ммоль/дм ³ . Яка маса кальцію гідрогенкарбонату міститься в 500 л води?
	2	Яку масу Са(ОН) ₂ треба додати до 2,5 л води, щоб усунути її жорсткість. яка становить 4,43 ммоль/дм ³ ?
	3	До 100 л жорсткої води додали 12.95 г кальцію гідроксиду. Наскільки знизилася карбонатна жорсткість?
6	1	Яку масу натрію карбонату треба додати до 0,1 м ³ води, щоб усунути жорсткість, яка становить 4 ммоль/дм ³ ?
	2	Чому дорівнює карбонатна жорсткість води, якщо в 1 л її міститься 0,292 г магнію гідрогенкарбонату і 0,2025 г кальцію гідрогенкарбонату?
	3	Яку масу кальцію гідроксиду треба додати до 275 л води, щоб усунути її карбонатну жорсткість, яка становить 5,5 ммоль/дм ³ ?
7	1	Скільки грамів Са(ОН) ₂ необхідно додати до 1000 л води, щоб видалити тимчасову жорсткість, яка становить 2,86 ммоль/дм ³ ?
	2	Чому дорівнює тимчасова жорсткість води, в 1 л якої міститься 0,146 г магнію гідрогенкарбонату?
	3	Жорсткість води, яка містить тільки кальцію гідрогенкарбонат становить 1,785 ммоль/дм ³ . Визначити масу гідрогенкарбонату в 1 л води.
8	1	Скільки натрію карбонату треба додати до 5 л води, щоб усунути загальну жорсткість, яка становить 4,60 ммоль/дм ³ ?
	2	Під час кип'ятіння 250 мл води, що містить кальцію гідрогенкарбонат випав осад масою 3,5 мг. Чому дорівнює жорсткість води?
	3	У 100 л води міститься 8,5 г кальцію хлориду. Обчисліть жорсткість води.
9	1	Некарбонатна жорсткість води дорівнює 5,3 ммоль/дм ³ . Розрахуйте, скільки Na ₃ PO ₄ слід взяти, щоб пом'якшити 100 л такої води.
	2	Розрахуйте карбонатну жорсткість води, якщо в 5 л її міститься 2,5 г магнію гідрогенкарбонату та 1,3 г кальцію гідрогенкарбонату.
	3	Під час оброблення 0,5 л зразка води натрію карбонатом в осад випало 70 мг СаСО ₃ . Чому дорівнює жорсткість води, якщо вона обумовлена тільки кальцію сульфатом?
10	1	Яку масу натрію карбонату треба додати до 600 л води, щоб усунути жорсткість, рівну 5 ммоль/дм ³ ?
	2	Вода, що містить тільки магнію хлорид, має жорсткість 8 ммоль/дм ³ . Яка маса магнію хлориду міститься в 400 л цієї води?
	3	Обчисліть жорсткість води, знаючи, що в 500 л її міститься 54,3 г магнію гідрогенкарбонату і 51,5 г кальцію сульфату.

1	2	3
11	1	1 м ³ води містить 120 г магнію нітрату. Обчисліть жорсткість цієї води.
	2	Вода, що містить тільки магнію пдрогенкарбонат. має жорсткість 4,2 ммоль/дм ³ . Яка маса магнію гідрогенкарбонату міститься в 300 дм ³ цієї води?
	3	Чому дорівнює жорсткість води, якщо для її усунення до 70 л води потрібно додати 30,5 г натрію карбонату?
12	1	Яку масу натрію карбонату треба додати до 0,1 м ³ води, щоб усунути жорсткість, яка становить 7 ммоль/дм ³ ?
	2	Чому дорівнює карбонатна жорсткість води, якщо в 1 л її міститься 0,34 г магнію сульфату і 0,32 г кальцію гідрогенкарбонату?
	3	Яку масу кальцію гідроксиду треба додати до 325 л води, щоб усунути її карбонатну жорсткість, яка становить 4,5 ммоль/дм ³ ?
13	1	Скільки натрію карбонату треба додати до 7 л води, щоб усунути загальну жорсткість, яка становить 5,3 ммоль/дм ³ ?
	2	Під час кип'ятіння 300 мл води, що містить кальцію гідрогенкарбонат випав осад масою 4,2 мг. Чому дорівнює жорсткість води?
	3	У 120 л води міститься 10,3 г кальцію хлориду. Обчисліть жорсткість води.
14	1	Яку масу Na ₃ PO ₄ треба додати до 300 л води, щоб усунути її карбонатну жорсткість, яка становить 3,5 ммоль/дм ³ ?
	2	Чому дорівнює жорсткість води, в 200 л якої міститься 30 г магнію гідрогенкарбонату?
	3	В 1 л води міститься іонів магнію 28 мг і іонів кальцію 52 мг. Чому дорівнює жорсткість цієї води?
15	1	У 300 л води міститься 18 г магнію сульфату. Чому дорівнює жорсткість цієї води?
	2	До 1 м ³ жорсткої води додали 132,5 г натрію карбонату. Наскільки знизилася жорсткість?
	3	Яка маса CaSO ₄ міститься в 240 л води, якщо жорсткість, що обумовлена цією сіллю, становить 6 ммоль/дм ³ ?
16	1	Вода, що містить тільки кальцію пдрогенкарбонат. має жорсткість 8 ммоль/дм ³ . Яка маса кальцію гідрогенкарбонату міститься в 300 л води?
	2	Яку масу Ca(OH) ₂ треба додати до 20 л води, щоб усунути її жорсткість. яка становить 5,2 ммоль/дм ³ ?
	3	До 120 л жорсткої води додали 15,25 г кальцію гідроксиду. Наскільки знизилася карбонатна жорсткість?
17	1	Скільки грамів Ca(OH) ₂ необхідно додати до 600 л води, щоб видалити тимчасову жорсткість, яка становить 3,42 ммоль/дм ³ ?
	2	Чому дорівнює тимчасова жорсткість води, в 1 л якої міститься 0,292 г магнію гідрогенкарбонату?
	3	Жорсткість води, яка містить тільки кальцію пдрогенкарбонат становить 2,3 ммоль/дм ³ . Визначити масу гідрогенкарбонату в 1 л води.

Продовження таблиці 1.3

1	2	3
18	1	Некарбонатна жорсткість води становить 6,2 ммоль/дм ³ . Розрахуйте скільки натрію фосфату (Na ₃ PO ₄) слід взяти, щоб пом'якшити 120 л такої води.
	2	Розрахуйте карбонатну жорсткість води, якщо в 7 л її міститься 5,1 г магнію гідрогенкарбонату та 2,4 г кальцію гідрогенкарбонату.
	3	Під час оброблення 0,5 л зразка води натрію карбонатом в осад випало 60 мг CaCO ₃ . Чому дорівнює жорсткість води, якщо вона обумовлена тільки кальцію сульфатом?
19	1	У 350 л води міститься 26,4 г магнію сульфату. Чому дорівнює жорсткість цієї води?
	2	Яку масу Ca(OH) ₂ треба додати до 130 л води, щоб усунути її жорсткість, яка становить 6,25 ммоль/дм ³ ?
	3	Жорсткість води, яка містить тільки кальцію гідрогенкарбонат становить 3,14 ммоль/дм ³ . Визначити масу кальцію гідрогенкарбонату в 5 л води.
20	1	Яку масу натрію карбонату треба додати до 0,2 м ³ води щоб усунути жорсткість, яка становить 3,8 ммоль/дм ³ ?
	2	Під час кип'ятіння 150 мл води, що містить кальцію гідрогенкарбонат випав осад масою 2,1 мг. Чому дорівнює жорсткість води?
	3	Жорсткість води, яка містить тільки кальцію гідрогенкарбонат становить 3,5 ммоль/дм ³ . Визначити масу кальцію гідрогенкарбонату в 3,5 л води.

2 Використання відстоювання у водопідготовці

2.1 Відстійники

Вода мутністю понад $1,0 \text{ мг/дм}^3$ повинна бути спеціально оброблена з метою її освітлення. Освітлення води проводять способом відстоювання.

Наприклад, спосіб відстоювання рекомендується для заводів із продуктивністю $0,5 - 1,0$ млн дал напоїв у рік.

Відстійники застосовують для осадження грубодисперсної зависі та великих пластівців за рахунок сил тяжіння. В залежності від напрямку руху води їх поділяють на вертикальні, горизонтальні, радіальні. Вертикальний відстійник буває круглим або прямокутним у плані.

Горизонтальні відстійники являють собою прямокутні резервуари, витягнуті у бік руху води, в яких вода, що прояснюється, рухається в напрямку, близькому до горизонту вздовж відстійника. Горизонтальні відстійники виконують звичайно із залізобетону й обладнують водорозподільними і водозбірними пристроями, трубопроводами для підведення оброблюваної і відведення проясненої води та пристроями для періодичного видалення випавшого осаду.

Час відстоювання для горизонтальних відстійників приймають зазвичай для коагульованої суміші не більше 4 годин.

Механічні засоби видалення осаду з горизонтальних відстійників влаштовують у випадках значної каламутності вихідної води або частого повторення періодів підвищеної каламутності води протягом року. Для цього застосовують скребкові транспортери, які згрібають осад у приямок, звідки його відкачують гідроелеваторами або відцентровими насосами.

Вертикальний відстійник являє собою круглий або квадратний (у плані) резервуар значної глибини з камерою пластівцеутворення коловоротного типу в центральній трубі і з конусним днищем для нагромадження та ущільнення осаду. Вода в такому відстійнику рухається знизу нагору. Вертикальний відстійник виконують, як правило, із залізобетону, іноді з металу.

По виході з центральної труби у відстійник вода рухається вгору з малою швидкістю і зливається вже освітленою через борт концентрично розташованого жолобу, звідки відводиться на фільтр.

Завислі речовини осідають у висхідному потоці за рахунок різниці між швидкостями осідання часточок і руху води. Осад, що накопичується у нижній осадовій частині відстійника періодично видаляють самопливом (під тиском стовпчика води), відкриваючи засувку на випускній трубі діаметром $150-200$ мм. При неможливості випуску осаду самопливом його відсмоктують насосом. Скидання осаду проводиться без вимикання відстійника.

Радіальні відстійники є різновидами горизонтальних і застосовуються для прояснення води, що містить велику кількість завислих речовин (більше $1,5 \text{ г/дм}^3$). Вони являють собою круглі (у плані) залізобетонні резервуари, висота якого невелика в порівнянні з діаметром. Рух води у відстійнику здійснюється від центра до периферії в радіальному напрямку, близькому до горизонтального.

Прояснювана вода підводиться знизу в центр і виливається через лійку, повернуту широким кінцем нагору. Навколо лійки розташований циліндрзаспокоювач з глухим дном і дірчастими стінками. Наявність такого циліндра сприяє більш рівномірному розподілу води по робочій висоті відстійника. Вода повільно рухається від центра до периферії і зливається у периферійний жолоб.

Для видалення осаду застосовують повільно обертову металеву ферму з укріпленими на ній шкребками, які згрібають осад до центра відстійника, звідки він безупинно чи періодично випускається або відкачується. Одним кінцем ферма спирається на опору в центрі відстійника, а другим – на візок, що рухається по стінці відстійника.

За робочим режимом відстійники класифікують на періодичної, напівперіодичної та безперервної дії.

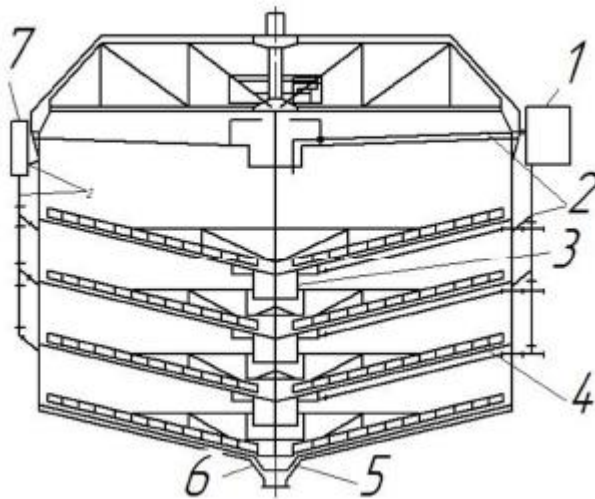
Обладнання для відстоювання періодичної дії представляє собою плоский басейн без перемішуючих пристроїв. Упродовж необхідного для розподілу часу відстоюється суспензія. Потім, через штуцери, які розташовані вище за шар осаду, зливають освітлений шар рідини. Осад (шлам), який осів вивантажують вручну.

Через штуцер у відстійник напівперіодичної дії подається суспензія знизу до верху та зверху до низу. За рахунок пристрою перегородок збільшується площа поверхні відстоювання і тривалість очистки суспензії

У промисловості саме відстійники безперервної дії отримали найбільше поширення. Відстійник являє собою циліндричний резервуар з гребковою мішалкою, конічним днищем і внутрішнім кільцевим жолобом уздовж верхнього краю відстійника.

Мішалка з нахиленими лопатями обертається зі змінною частотою від 0,02 до 0,5 хв. На лопатях розташовані гребки за допомогою яких переміщується осад до розвантажувального люка. У середину резервуара по трубі безперервно подається суспензія. Із відстійника відводиться переміщена в кільцевий жолоб освітлена рідина. За допомогою діафрагмового насоса видаляється механічний шлам. У відстійниках безперервної дії з гребками недоліком є їх громіздкість.

До безперервно діючих відстійників відносяться багатоярусні відстійники. Вони складаються з циліндричного резервуару з конічним днищем, декількох ярусів розміщених один над іншим, усередині яких є конічні перегородки, що розділяють відстійник на яруси (рис. 2.1).



1 – розподільний пристрій; 2 – труби; 3 – стакан; 4 – гребкова мішалка;
5 – розвантажувальний конус; 6 – скребок; 7 – колектор

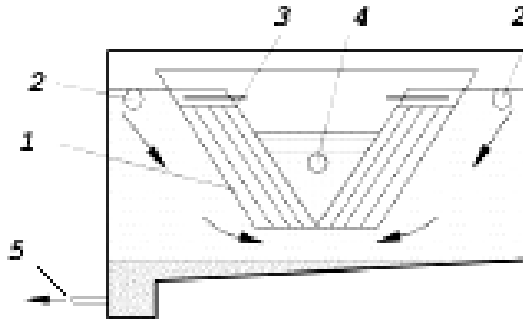
Рис. 2.1. – Багатоярусний відстійник

За рахунок багатоярусової системи відстійника збільшена площа поверхні відстоювання і понижена громіздкість установки. На загальному валу розташовані гребкові мішалки. Видалення шламу виконується за допомогою встановленого скребка лише з нижнього ярусу через розвантажувальний конус.

Нині з метою зменшення довжини відстійників застосовують тонкошарові відстійники, в яких поличкові елементи встановлені в місткість під кутом 50–60° до горизонту. Відстань між полицями становить 50–100 мм, довжина їх залежно від розрахунку становить 1.0–1,5 м. Полиці виготовляють із скла, пластмас, оцинкованого заліза. Одночасно із зменшенням розмірів при використанні таких відстійників зростає якість очищення. Проте експлуатувати тонкошарові відстійники складніше, складніші вони й за конструкцією. До цих самих відстійників належать також трубчасті зі складених разом, одна біля одної, сталевих трубок діаметром 50–80 мм.

В прояснювачах із шаром завислого осаду, в вертикальних відстійниках в зоні проясненої води можлива установка тонкошарових модулів, що складаються з великої кількості похилих каналів, і це підвищує в два і більше разів продуктивність споруд. Модулі виготовляються з полівінілхлоридної плівки завтовшки 0,4–0,6 мм, котру закріплюють в металевій обоймі з нахиленими під кутом 60° V-подібних каналів глибиною кожного 50–70 мм, шириною 100 мм, завдовжки 600–1200 мм. Розроблені конструкції і технологія виготовлення тонкошарових сотоблоків з синтетичних полімерних плівок – поліетиленової плівки товщиною 0,2 мм, вініпластової каландрінової плівки завтовшки 0,5 мм.

В горизонтальних відстійниках можна встановлювати тонкошарові пакети із скла завтовшки 4 мм (рис. 2.2). Вихідна вода вводиться перфорованими трубами 2, проходить через паралельно працюючі тонкошарові пакети 1 і відводиться з середини всієї довжини відстійника відвідним колектором 4.



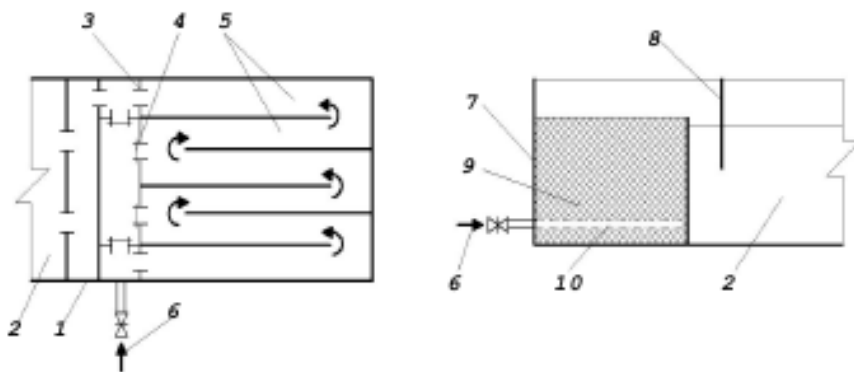
- 1 – пакет нахилених пластин; 2 – перфорований впускний колектор; 3 – труби відводу проясненої води;
4 – відвідний колектор; 5 – мулопровід

Рис. 2.2 – Встановлення тонкошарового модуля в горизонтальний відстійник

Робота тонкошарових відстійників багато в чому залежить від рівномірного впускання і випуску води, що забезпечує ламінарний режим руху в трубах або між полицями і максимальне відділення рідкої фази від твердої. Досягають цього влаштуванням перфорованих труб з отворами діаметром 8–10 мм, що розташовують знизу труби. Для гасіння турбулентного потоку, що витікає з отвору, над ним встановлюється півсфера із розрізаної наполовину труби. Перед подачею води на тонкошарові відстійники з неї ретельно віддаляється повітря. Видаляти осад можна періодично й безперервно. Відводять його під гідравлічним тиском із влаштуванням конічної осадкової частини з нахилом конічної поверхні 45–60°, зливний патрубок знаходиться в нижній частині або за допомогою плоскої системи дренажних труб. Невчасне видалення осаду з відстійника відразу ж знижує ефект очищення.

Перед горизонтальними відстійниками обов'язково мають бути камери утворення пластівців. Існують камери перегородкового, вихрового, із шаром завислого осаду та контактного типів.

Перегородкові камери – це прямокутний резервуар, в якому вода тече коридорами. Коридори утворюються перегородками вертикального чи горизонтального типів. Камера горизонтального типу зображена на рис. 2.3. Ширина коридорів має бути не менш як 0,7 м, а швидкість течії 0,2–0,3 м/с на початку і 0,05–0,1 м/с – наприкінці. Тривалість перебування води в камері приймається: для каламутних вод – 20 хв., для кольорових – 30 хв. Кількість поворотів води повинно бути 8–10. При теплій воді, коли процес утворення пластівців проходить швидко, час перебування в камері зменшують шляхом відкривання вікон 4 по довжині камери.

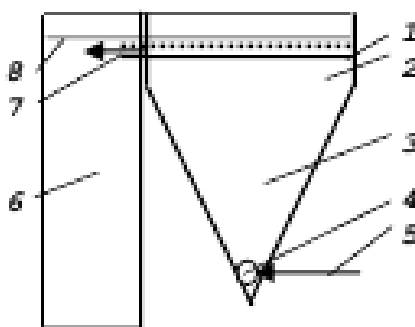


1 – перегородкова камера; 2 – відстійник; 3 – відкриті вікна; 4 – вікна перекриті шиберами; 5 – коридори; 6 – подача води; 7 – камера із шаром завислого осаду; 8 – перегородка, яка відгороджує відстійник; 9 – шар завислого осаду; 10 – розподільна система

Рис. 2.3. – Схеми перегородкових та із шаром завислого осаду камер утворення пластівців

Камери утворення пластівців із шаром завислого осаду використовують при проясненні каламутної або середньої каламутності води. У прямокутній камері вода розподіляється по площині розподільною системою дірчастих труб і піднімається вгору через шар завислого осаду. Висхідну швидкість для вод середньої каламутності беруть 0,65–1,6 мм/с, для каламутних – 0,8–2,2 мм/с. Розподіл води по площі камери проводиться перфорованими трубами, відстань між якими приймається не більше 2 м.

Вихрові камери (рис. 2.4) дещо подібні до вихрових змішувачів, але довші, по всій ширині фронту відстійників.



1 – збірний лоток із затопленими отворами; 2 – прямокутна частина; 3 – пірамідальна частина; 4 – розподільний трубопровід; 5 – подавальний трубопровід; 6 – горизонтальний відстійник; 7 – вихід води в відстійник; 8 – рівень води

Рис. 2.4. – Вихрова камера утворення пластівців

Кут між похилими стінками їх становить 50–70°. Швидкість течії на вході в камеру призначають 0,7–1,2 м/с, на виході – 4–5 мм/с. Тривалість перебування води приймається 6 хв для каламутних вод та 12 хв для кольорових вод.

2.2 Пісковловлювачі

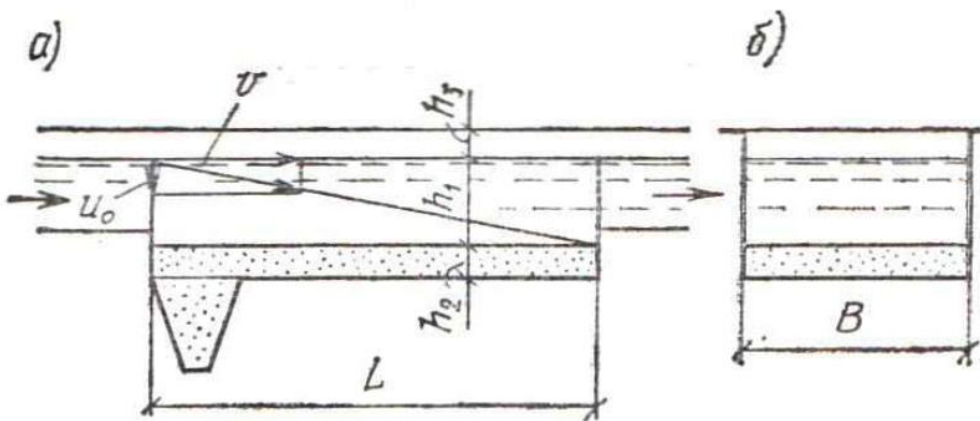
Для очищення природних і стічних вод від мінеральних нерозчинних домішок (наприклад, піску) встановлюють пісковловлювачі. Ці споруди підрозділяють на горизонтальні, вертикальні та з круговим рухом рідини, які в свою чергу бувають тангенціальними та аерованими.

Горизонтальні та аеровані пісковловлювачі використовують на станціях потужністю більше 10000 м³/добу. Тангенціальні пісковловлювачі рекомендовано встановлювати для потужності до 50000 м³/добу.

Виконуючи розрахунок горизонтальних пісковловлювачів (рис. 2.5), спочатку визначають площу «живого» перетину одного відділення за формулою:

$$f = \frac{q_{\max}}{V \times n} \quad (2.1)$$

де f – площа «живого» перетину одного відділення пісковловлювача, м²;
 q_{\max} – максимальна витрата води на одне відділення, м³/с;
 V – середня швидкість руху води, м/с (зазвичай не більше 0,3 м/с);
 n – кількість відділень.



а) повздовжній розріз; б) поперечний розріз

Рис. 2.5 – Горизонтальний пісковловлювач

Довжину пісковловлювача визначають за формулою:

$$f = \frac{K \times h_1 \times V}{V_0} \quad (2.2)$$

де L – довжина пісковловлювача, м;

K – коефіцієнт, що враховує вплив турбулентності на роботу обладнання (табл. 2.1);

h_1 – глибина проточної частини, м;

U_0 – гідравлічна крупність частинок відповідно до їх діаметру, м/с.

Таблиця 2.1 – Значення коефіцієнту К для визначення довжини пісковловлювача

Діаметр частинок d, мм	U ₀ , мм/с	Значення К для пісковловлювачів			
		горизонтальних	аерованих для В/Н*		
			1	1,25	1,5
0,15	13,2	–	2,62	2,50	2,39
0,20	18,7	1,70	2,43	2,25	2,08
0,25	24,2	1,30	–	–	–

*В/Н – відношення ширини відділень до загальної глибини пісковловлювача

В розрахунках аерованих пісковловлювачів (рис. 2.6) приймають:

- V = 0,05–0,12 м/с;
- d = 0,15–0,20 мм;
- В/Н = 1,0–1,5;
- інтенсивність аерації 3–5 м³/(м²·год);
- уклін дна 0,3–0,4.

Площу «живого» перетину тангенціальних пісковловлювачів розраховують за виразом:

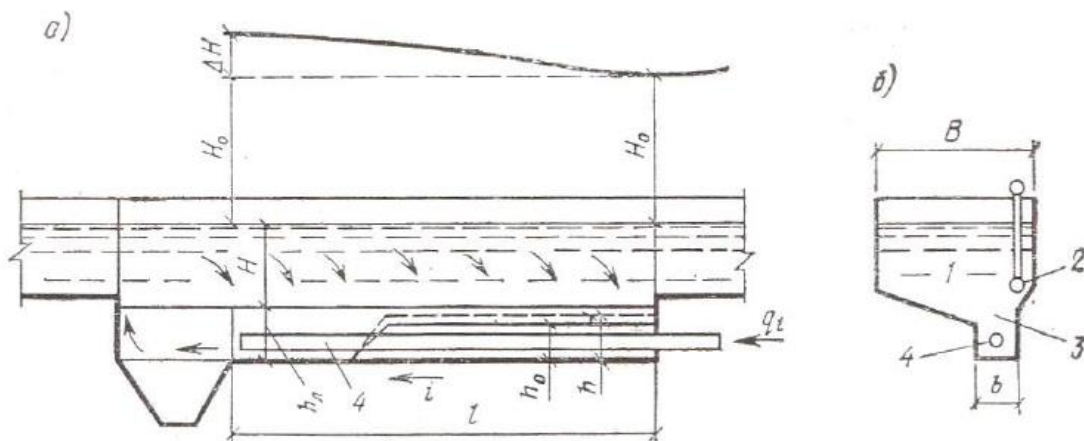
$$F = \frac{q_{max}}{n \times q_0} \quad (2.3)$$

де F – загальна площа, м²;

q_{max} – максимальна витрата води, м³/с;

n – кількість відділень;

q₀ – навантаження води на пісковловлювач.



а) повздовжній розріз; б) поперечний розріз; 1 – робоча зона; 2 – аератор; 3 – пісковий лоток; 4 – змивний трубопровід

Рис. 2.6 – Аерований пісковловлювач, обладнаний гідромеханічною системою

В розрахунках тангенціальних пісковловлювачів приймають:

- глибина дорівнює половині діаметру споруди;
- розмір частинок 0,20–0,25 мм;
- навантаження (q₀) 110–130 м³/(м²·год).

2.3 Алгоритм розрахунку різних типів піскоуловлювачів

Приклад 1. Розрахувати горизонтальні пісковловлювачі для станції потужністю 80000 м³/добу.

Розв'язання. Середня секундна витрата води становить:

$$q_{\text{сер}} = \frac{80000}{24 \times 3600} = 0,926 \text{ м}^3/\text{с}$$

Загальний коефіцієнт нерівномірності K прийняти рівним 1,47; тоді максимальна секундна витрата води:

$$q_{\text{max}} = q_{\text{сер}} \times K = 0,926 \times 1,47 = 1,36 \text{ м}^3/\text{с}$$

Рекомендовано встановити 4 відділення, які об'єднуються у дві групи по два відділення. Площа «живого» перерізу кожного відділення:

$$f = \frac{q_{\text{max}}}{V \times n} = \frac{1,36}{0,3 \times 4} = 1,13 \text{ м}^2$$

Глибину проточної частини (h_1) прийняти рівною 0,6 м. Ширина відділення (B , м):

$$B = \frac{f}{h_1} = \frac{1,13}{0,6} = 1,89 \text{ м}$$

З проектних норм слід прийняти ширину рівною 2 м. Тоді заповнення в пісковловлювачі за максимальної витрати води:

$$h'_1 = \frac{f}{B} = \frac{1,13}{2} = 0,57 \text{ м}$$

Довжина пісковловлювача для частинок діаметром 0,2 мм, гідравлічною крупністю (U_0) 18,7 мм/с та K 1,7 (табл. 2.1):

$$L = \frac{K \times h_1 \times V}{U_0} = \frac{1,7 \times 0,57 \times 0,3}{0,0187} = 15,5 \text{ м}$$

Приклад 2. Розрахувати горизонтальний пісковловлювач з круговим рухом води за умови $q_{\text{сер}} = 25000$ м³/добу.

Розв'язання. Середньосекундна витрата води:

$$q_{\text{сер.доб.}} = \frac{25000}{24 \times 3600} = 0,289 \text{ м}^3/\text{с}$$

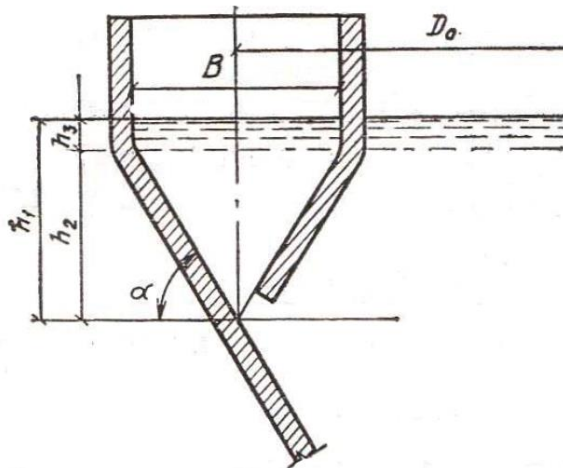


Рис. 2.7 – Переріз пісковловлювача з круговим рухом води

Коефіцієнт нерівномірності K прийняти рівним 1,55. Максимальна секундна витрата води:

$$q_{max} = q_{сер} \times K = 0,289 \times 1,55 = 0,448 \text{ м}^3/\text{с}$$

Рекомендовано встановити 2 відділення, тоді площа «живого» перерізу кожного з відділень:

$$f = \frac{q_{max}}{V \times n} = \frac{0,448}{0,3 \times 2} = 0,75 \text{ м}^2$$

Прийнято такі конструктивні габарити пісковловлювача (рис. 2.7) з урахуванням санітарних норм:

$h_1 = 1,19 \text{ м}$; $h_2 = 0,87 \text{ м}$; $h_3 = 0,32 \text{ м}$; $B = 1 \text{ м}$; $\alpha = 60^\circ$. Час обробки води $\tau = 40 \text{ с}$. Довжина пісковловлювача:

$$L = V \times \tau = 0,3 \times 40 = 12 \text{ м}$$

Приклад 3. Розрахувати аеровані пісковловлювачі для станції потужністю $q_{сер} = 20000 \text{ м}^3/\text{добу}$ з видаленням піску за допомогою гідроелеватору.

Розв'язання. Середньосекундна витрата води становить:

$$q_{сер} = \frac{20000}{24 \times 3600} = 0,231 \text{ м}^3/\text{с}$$

З урахуванням значення $K = 1,57$, q_{max} становить:

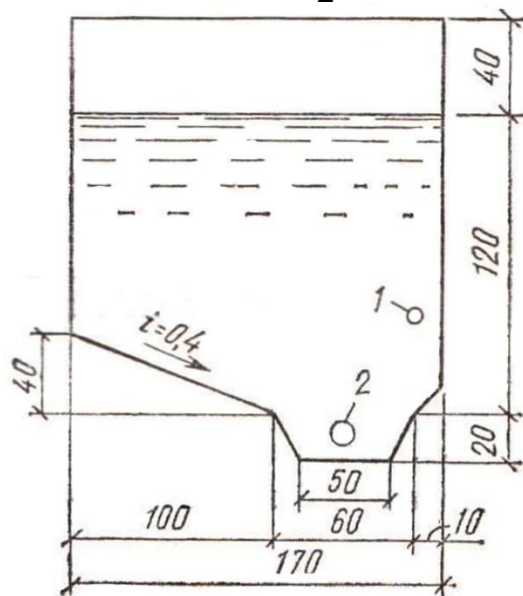
$$q_{max} = q_{сер} \times K = 0,231 \times 1,57 = 0,363 \text{ м}^3/\text{с}$$

Для кількості відділень $n = 2$ та швидкості руху води $V = 0,1 \text{ м/с}$, площа одного відділення становить:

$$f = \frac{q_{max}}{V \times n} = \frac{0,363}{0,1 \times 2} = 1,82 \text{ м}^2$$

Якщо прийняти вказані на рис. 2.8 розміри пісковловлювача, площа перетину одного відділення буде становити:

$$f' = 1,7 \times 1,2 - \frac{0,4 \times 1}{2} = 1,84 \text{ м}^2$$



1 – аератор; 2 – змивний трубопровід

Рис. 2.8 – Поперечний переріз аерованого пісковловлювача з гідрозмивом

Тоді розрахункова швидкість течії води:

$$V_p = \frac{q_{max}}{f' \times n} = \frac{0,363}{1,84 \times 2} = 0,099 \text{ м/с}$$

Для прийнятих розмірів пісковловлювача вловлення частинок діаметром 0,2 мм та величиною $U_0 = 18,7$ мм/с:

$$\alpha = \frac{B}{H} = \frac{1,7}{1,2} = 1,42 \text{ та } K = 2,13$$

$$h_1 = \frac{H}{2} = \frac{1,2}{2} = 0,6 \text{ м}$$

Довжина споруди:

$$L = \frac{K \times h_1 \times V}{U_0} = \frac{2,13 \times 0,6 \times 0,099}{0,0187} = 6,77 \text{ м}$$

Осад з пісковловлювача видаляється за допомогою вбудованого у споруду гідроелеватору, що має круглу в плані форму діаметром $D = 1,5$ м.

Осад зливається у бункер за допомогою гідромеханічної системи. Довжина лотка для піску та зливного трубопроводу визначається як:

$$l = L - D = 6,77 - 1,5 = 5,27 \text{ м}$$

Норма водовідведення за добу на одного мешканця становить $n = 300$ дм³/(особа·доба), тоді приведена чисельність мешканців:

$$N_{пр} = \frac{q_{сер}}{n} = \frac{20000}{0,3} = 66667 \text{ осіб}$$

Об'єм осаду за добу (кількість затриманого осаду на одну особу становить 0,02 дм³/добу):

$$V_{ос} = \frac{N_{пр} \times 0,02}{1000} = \frac{66667 \times 0,02}{1000} = 1,33 \text{ м}^3/\text{добу}$$

Передбачено вивантаження осаду 1 раз за зміну (3 рази за добу). При потраплянні до бункеру 20% всього осаду у пісковому відділенні лотка повинно бути:

$$V_{п} = \frac{1}{n} \times \left(\frac{V_{ос}}{3} - \frac{V_{ос} \times 20}{3 \times 100} \right) = \frac{1}{2} \times \left(\frac{1,33}{3} - \frac{1,33 \times 20}{3 \times 100} \right) = 0,177 \text{ м}^3/\text{добу}$$

Якщо довжина піскового лотка становить $b = 0,5$ м, висота шару осаду в ньому буде:

$$h_0 = \frac{V_{п}}{l \times b} = \frac{0,177}{5,27 \times 0,5} = 0,07 \text{ м}$$

Глибина піскового лотка за $e = 0,1$:

$$h_{л} = K_{г} \times h_0 \times (e + 1) = 0,12 \text{ м}$$

Враховуючи конструктивні особливості (для забезпечення нормального розміщення зливного трубопроводу у пісковому лотку) прийнято розміри лотка, які показано на рис. 2.8, а максимальний шар осаду (на початку піскового лотка) $h_{max} = 0,2$ м.

Для розрахунку необхідної швидкості висхідного потоку у лотку прийнято: еквівалентний діаметр зерен піску $d_{екв} = 0,05$ см; температура води 28°C; за цієї температури динамічна в'язкість $\mu = 0,0084$ г/(см·с).

Висхідну швидкість у лотку визначають з виразу:

$$V = 10d_{\text{екв}}^{1,31}(0,7e + 0,17)\mu^{0,54} \quad (2.4)$$

де $d_{\text{екв}} = 100/\sum \frac{P_i}{d_k}$ – еквівалентний діаметр зерен піску, см; для осада з пісковловлювача зазвичай приймають $d_{\text{екв}} = 0,05$ см (p_i – відсотковий вміст за масою фракцій піску із середнім діаметром d_k);

$e = \frac{h-h_0}{h_0}$ – відносне розширення піску під час змиву (h_0 та h – висота шару осаду у лотку до та після надходження промивної води (розширення)); μ – динамічна в'язкість, г/(см·с).

$$V = 10 \times 0,05^{1,31}(0,7 \times 0,1 + 0,17)0,0084^{0,54} = 0,63 \text{ см/с}$$

Загальна витрата промивної води у лотку:

$$q_1 = V \times b \times l \quad (2.5)$$

де b – ширина піскового лотка;

l – довжина піскового лотка

$$q_1 = 0,0063 \times 5,27 = 0,0166 \text{ м}^3/\text{с}$$

За швидкості води у трубопроводі $V_{\text{тр}} = 3$ м/с діаметр змивного трубопроводу ($d_{\text{тр}}$):

$$d_{\text{тр}} = \sqrt{\frac{4 \times q_1}{\pi \times V_{\text{тр}}}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0166}{3,14 \times 3}} = 0,084 \text{ м}$$

Прийняти діаметр змивного трубопроводу рівним 100 мм, тоді фактична швидкість руху води на вході в цей трубопровід:

$$V_{\text{тр}} = \frac{4 \times q_1}{\pi \times d_{\text{тр}}^2} = \frac{4 \times 0,0166}{3,14 \times 0,1^2} = 2,11 \text{ м/с}$$

Напір на вході змивного трубопроводу знаходять із формули:

$$H_0 = 5,6 \times h_0 + \frac{5,4 \times V_{\text{тр}}^2}{2 \times g}$$

$$H_0 = 5,6 \times 0,2 + \frac{5,4 \times 2,11^2}{2 \times 9,81} = 2,35 \text{ м}$$

Приклад 4. Розрахувати тангенціальні пісковловлювачі для станції потужністю 8000 м³/добу.

Розв'язання. Середньосекундна витрата води:

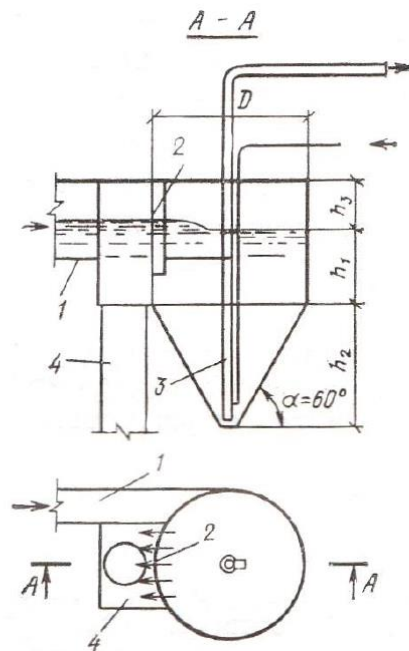
$$q_{\text{сер}} = \frac{Q_{\text{доб}}}{24 \times 3600} = \frac{8000}{24 \times 3600} = 0,093 \text{ м}^3/\text{с}$$

Загальний коефіцієнт нерівномірності $K = 1,6$, тобто максимальна годинна витрата буде дорівнювати:

$$q_{\text{max}} = 0,093 \times 3600 \times 1,6 = 535,7 \text{ год}$$

Рекомендовано встановити два відділення пісковловлювача, а навантаження на 1м² площі $q_0 = 110$ м³/(м²·год) (рис. 2.9). Площа кожного відділення:

$$f = \frac{q_{\text{max}}}{n \times q_0} = \frac{535,7}{2 \times 110} = 2,44 \text{ м}^2$$



1 – підвідний лоток; 2 – водозлив; 3 – ерліфт; 4 – відвідна труба

Рис. 2.9 – Тангенціальний пісковловлювач

Діаметр кожного відділення:

$$D = \sqrt{\frac{4 \times f}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 2,44}{3,14}} = 1,76 \text{ м}$$

Глибину пісковловлювача прийнято рівною половині діаметру:

$$h_1 = \frac{D}{2} = \frac{1,76}{2} = 0,88 \text{ м}$$

Осад накопичується у конусній частині споруди, висота якої розраховується наступним чином:

$$h_2 = \sqrt{D^2 - h_1^2} = \sqrt{1,76^2 - 0,88^2} = 1,52 \text{ м}$$

Об'єм конусної частини пісковловлювача становить:

$$V_{\text{кон}} = \frac{\pi \times D^2 \times h_2}{3 \times 4} = \frac{3,14 \times 1,76^2 \times 1,52}{3 \times 4} = 1,23 \text{ м}^3$$

За норми водовідведення $n = 240 \text{ дм}^3/(\text{особу} \cdot \text{добу})$ приведена кількість мешканців становить:

$$N_{\text{пр}} = \frac{Q_{\text{доб}} \times 1000}{n} = \frac{8000 \times 1000}{240} = 33333 \text{ особи}$$

Добовий об'єм осаду піску, що вловлюється:

$$V = \frac{N_{\text{пр}} \times 0,02}{1000} = \frac{33333 \times 0,02}{1000} = 0,67 \text{ м}^3$$

Заповнення конусної частини здійснюється за термін:

$$\tau = \frac{V_{\text{кон}}}{V} = \frac{1,23}{0,67} \text{ доби}$$

Осад зазвичай вивантажують за допомогою ерліфту 1 раз на добу.

2.4 Завдання для самостійної роботи 2

Завдання 1. Розрахувати пісковловлювач згідно заданих вимог та параметрів (табл. 2.2).

Таблиця 2.2 – Варіанти для розрахунку пісковловлювачів

№ варіанту	Тип пісковловлювача	Параметри			
		$Q_{\text{сер.доб}}, \text{ м}^3/\text{добу}$	n	$h_1, \text{ м}$	V, м/с
1, 8, 17	аерований	60 000	2	0,6	0,3
2, 9, 18	горизонтальний	100 000	3	0,68	0,26
3, 10, 19	аерований	80 000	4	0,7	0,28
4, 11, 20	горизонтальний	120 000	4	0,75	0,25
5, 12, 21	горизонтальний	140 000	3	0,9	0,3
6, 13, 22	тангенціальний	7 000	2	0,72	0,25
7, 14, 23	горизонтальний	130 000	3	1,0	0,29
15, 24	тангенціальний	9 000	2	0,8	0,27
16, 25	аерований	110 000	4	0,65	0,3

Параметри d, K обрати самостійно.

3 Очищення води фільтруванням

3.1 Загальна характеристика методу фільтрування. Класифікація фільтрів

Сутність методу фільтрування полягає в пропущенні води, що містить нерозчинні домішки, через фільтруючий матеріал, проникний для рідини і не проникний для твердих часток. Фільтрування дозволяє затримувати найменші завислі й колоїдні частинки з води на поверхні поруватого елемента (плівкове фільтрування) та в товщі (об'ємне фільтрування). Характерними гідравлічними показниками в цьому процесі є швидкість фільтрування, м³/год; інтенсивність промивки, л/с·м². Фільтри поділяються на:

- 1) зернисті з кварцевим піском, керамзитом, антрацитом, пінополістиролом, активованим вугіллям, катіонітом, аніонітом;
- 2) сітчасті та тканині із сіток різного типу плетення і різним вічком та бавовняних, лляних, суконних, капронових тканин;
- 3) намивні з шаром деревинної муки, діатоміту, азбестової муки попередньо намитих на каркас із пористої кераміки, сітки, тканинного полотна;
- 4) картриджні з синтетичними поруватими елементами з дуже маленькими порами або специфічними засипками;
- 5) волокнисті з пучків довгих елементів (путанок).

Фільтруюче завантаження – основний робочий елемент фільтрувальних споруд, тому правильний вибір його параметрів (матеріалу завантаження, мінімального, максимального і еквівалентного діаметрів зерен фільтруючого матеріалу, коефіцієнта форми зерен, пористості і висоти шару завантаження) має першорядне значення для нормальної роботи фільтрів.

Зазвичай для очищення достатньо великих кількостей води використовують зернисті фільтри.

Зернисті фільтри можна поділити на адгезійні для зняття каламутності й кольоровості, сорбційні для зняття присмаків і запахів, катіоно- та аніонообмінні для обміну катіонів і аніонів.

Адгезійні зернисті фільтри поділяються на:

1. в залежності від швидкості фільтрування, м/год – повільні (0,1–0,2), швидкі (5,5–15), надшвидкі (більше 25);
2. в залежності від крупності засипки – дрібнозернисті (0,3 мм), середньозернисті (0,5–0,8 мм), крупнозернисті (1–2 мм);
3. за кількістю фільтруючих шарів – одношарові, багатшарові;
4. за кількістю потоків – однопотокові, двопотокові;
5. за напором у них – напірні, безнапірні;
6. за напрямком фільтрувального потоку – з вертикальним висхідним або низхідним, горизонтальним, у тому числі радіальним;
7. за вагою засипки – важкі, такі що тонуть у воді, та плаваючі.

На водопідготовчих установках механічні фільтри встановлюють, як правило, для видалення завислих речовин, оскільки дуже рідкісні випадки, коли з води потрібне видалення тільки завислих речовин і не застосовують коагуляцію в освітлювачах.

До 50-х років ХХ ст. основними фільтруючими зернистими засипками для очищення води були кварцеві піски. Зараз додалося багато нових матеріалів: керамзит, аглопорит, шлакова пемза, погорілі породи, вулканічні шлаки, базальтові та мармурові піски тощо.

Для кожного типу фільтруючої засипки необхідно визначати:

1. структурні показники – щільність, пористість, питому поверхню, коефіцієнт форми зерна;
2. механічну міцність – умовна механічна міцність 1%, подрібненість не більш 4%, стираємість не більш 0,5%;
3. хімічну стійкість – сухий залишок не вище 20 мг/л, окислюваність за O_2 – не вище 10 мг/л, кремнійкислоти – 10 мг/л; окислів тривалентних металів – 2 мг/л;
4. санітарно – гігієнічні показники – радіоактивність, спектральний аналіз матеріалу і водної витяжки (кількість шкідливих домішок, зміст токсичних мікроелементів і можливий перехід їх у воду).

Антрацит не використовується як самостійна засипка. Частіше він використовується як верхній шар у двошарових фільтрах. Антрацит – це сировина металургійної і хімічної промисловості з щільністю 1,6–1,7 г/см³. Вартість його вище, ніж піску. При подрібнюванні варто одержувати частки кубічної форми. Грудковий антрацит невисокої якості може давати частки лускатої форми, що не може використовуватися для засипки. Коефіцієнт форми зерна коливається в межах 1,64–2,51. Регенерація антрацитової засипки може бути незадовільною, а тому використання неї обмежено.

Керамзит, у тому числі і шунгізит, одержують шляхом випалу разом зі спучуванням глин, глинистих сланців, шунгізитовміщуючих, кремнеземистих опалових порід та інших в обертовій печі або в печі з «киплячим» шаром. Керамзит найбільш досліджений навіть у виробничих умовах і рекомендований до використання діючими нормами на проектування водоочисних споруд. Одержують його у виді гравію або піску, гравій можна подрібнити на більш дрібні фракції. Найбільш широко застосовують як засипку фільтрів подрібнений керамзит. Його одержують при подрібненні гранульованого керамзиту і наступного розсіювання його по фракціях. Гранульований керамзит випускається керамзитовими заводами у вигляді гранул крупністю 40 мм. Багато заводів роблять розсів керамзиту по фракціях: 0–5, 5–10, 10–20, 20–40 мм.

Аглопорит являє собою сипучий пористий матеріал гравієподібної форми. Його одержують шляхом контактного спікання на ґратах агломераційних машин гранул піщано-глинистих порід, трепелів, різних алюмосилікатних матеріалів, глинистих вуглевмісних порід (відходи від збагачення вугілля, золи ТЭЦ).

Шлакову пемзу одержують поризацією розплаву шлаку металургійних і хімічних виробництв. Являє собою грудковий матеріал щепнеподібної або округлої форми.

Вулканічні шлаки відносяться до природних матеріалів. Вони являють собою комірчасту гірську породу вулканічного походження червоного, червоно-коричневого, коричневого, чорного кольорів. Залягають вони роздільно у виді щепеню і піску без великих домішок. Як фільтруючі засипки дозволені

вулканічні шлаки Кармрашен-Мастаринського, Шенуайрського, Караундинського (Вірменія) родовищ. У Закарпатті (Сокирниця, Водиця), Закавказзі, Середній Азії відомі великі поклади природних цеолітів – туфу світло-сіруватого кольору.

Велика увага зараз приділяється відходам вуглевидобутку і вуглезбагачення (погорілі породи), відходам гірської промисловості, шлакам металургійної промисловості, відходам промисловості будівельних матеріалів, шлакам паливно-енергетичної промисловості. У залежності від умов утворень усіх цих відходів вони мають усілякий хімічний склад, міцність, щільність, а коефіцієнт форми зерна може бути набагато вище, ніж у піску. Більшість з них не може підходити, особливо за хімічним складом, як засипка фільтрів і використовувати їх можна після самих ретельних досліджень. Найбільш досліджені погорілі породи.

В якості засипки можна використовувати гранодіорит, гранітний щебінь, магнетитові кварцити, мінерал глауконіт, клиноптилоліт, цеоліт закарпатського походження, багато інших гірських порід. Застосування щебеню з гранодіориту збільшує фільтроцикл. У глауконіті і клиноптилоліті можна використовувати їх іонообмінні властивості, але обмінна ємність їх дуже низька. Для підвищення лужності води, яка сприяє збільшенню ефекту знезалізнення і зниженню корозійної активності води, застосовуються активні матеріали: доломіт, мармурова крихта, брусит.

Найбільш крупне родовище природних цеолітів розташоване в с. Сокирниця Хустовського району Закарпатської області. Цеолітовий туф цього родовища має світло-сіруватий, іноді зеленкуватий, колір і складається на 60–75 % з клиноптилоліту, 10 % кварцу, 5–10 % польового шпату і монтморилоніту, 3 % карбонату, 1–3 % слюди.

Пінополістирол є принципово новою засипкою, що плаває у воді, у фільтрі утримується в притопленому стані. Перший патент на полімеризацію полістиролу був отриманий у Німеччині в 1911 році, а в 1920 році почалося його промислове виробництво.

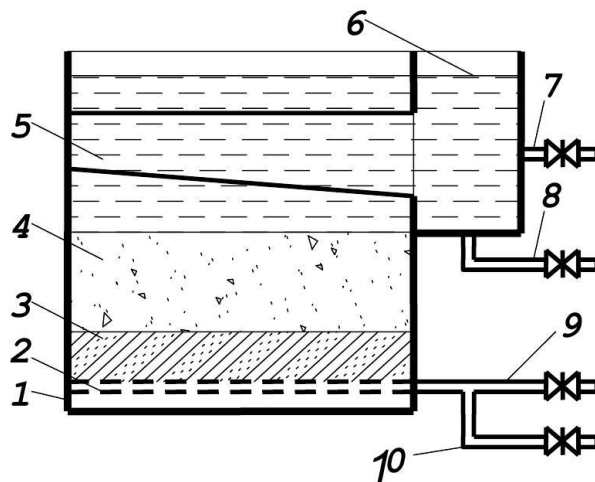
У табл. 3.1 наведено характеристики деяких зернистих фільтруючих матеріалів.

Таблиця 3.1 – Характеристика фільтруючих матеріалів

Матеріал	Щільність, г/см ³	Пористість завантаження, %	Коефіцієнт форми зерен
Кварцовий пісок	2.6–2.65	40–42	1,17
Антрацит подрібнений	1,6–1,7	45	1,15
Керамзит подрібнений неподрібнений	1,2–1,5	58–62	1,7–2,5
	1,7–1.8	45	1,3
Горілі породи	2,4–2,5	52	2
Шунгізіт подрібнений	1,5–1.8	56–58	1,7–2,0
Доменні шлаки	2.6	42–44	–

3.2 Швидкі та повільні фільтри

Швидкі фільтри – це місткості (рис. 3.1), в які засипають важку засипку: кварцевий пісок, антрацит, подрібнений або неподрібнений керамзит, аглопорит, вулканічні та попалені породи тощо. Фільтр працює наступним чином. Упродовж 1–3 діб у фільтрі постійно чергуються режими фільтрування і промивки. В режимі фільтрування завись затримується засипкою, в режимі промивки забруднення вимиваються зворотним потоком чистої води і скидаються в каналізацію. На початку роботи в режимі фільтрування засувки на трубопроводах 8, 9 закриті, а на 7, 10 – відкриті. Воду подають у боковий канал, потім вона рівномірно розподіляється по площі жолобами, профільтровується через фільтруючу засипку, підтримувальні шари, збирається найчастіше розподільною трубчастою системою великого опору і відводиться трубопроводом 10 у резервуар чистої води.



- 1 – місткість; 2 – розподільна система; 3 – підтримувальні шари; 4 – фільтруюча засипка; 5 – жолоб; 6 – боковий канал; 7 – подача вихідної води; 8 – відведення промивної води; 9 – подача промивної води; 10 – відведення фільтрату

Рис. 3.1. – Схема швидкого фільтра

Коли опір фільтруючої засипки при фільтруванні досягне свого граничного значення (3,0–3,5 м), фільтр можуть переводити у режим промивки. Час, упродовж якого з початку фільтрування працював фільтр до досягнення цих граничних значень втрат напору, називають часом досягнення граничних втрат напору – t_n . У процесі фільтрування може погіршитись і якість фільтрату. Час, упродовж якого фільтр працював до погіршення фільтрату, називають часом захисної дії фільтра – t_z .

Фільтр у режим промивки переводять закриттям засувок на трубопроводах 7, 10 і відкриттям засувок на трубопроводах 8, 9. Чисту воду з резервуара чистої води насосом або із водонапірної башти подають у трубопровід 9, де вона розподіляється по площі фільтра розподільною системою, проходить підтримувальні шари, фільтрувальну засипку, яку розширює. Під час розширення зерна засипки відмиваються від забруднень. Забруднену промивну воду збирають жолобами, відводять у канал, а потім трубопроводом 8 у

каналізацію. Через кілька хвилин промивна вода прояснюється, і фільтр знову переводять у режим фільтрування.

Потрібна площа фільтрів, м² визначається з виразу:

$$F_{\phi} = \frac{Q}{TV_{\phi}^n - n_{np}q_{num} - n_{np}\tau V_{\phi}^n} \quad (3.1)$$

де Q – корисна продуктивність станції, м³/доб; T – тривалість роботи станції протягом доби, год.; V_φⁿ – розрахункова швидкість фільтрування при нормальному режимі роботи, м/год, яка залежить від типу засипки; n_{np}= 2...3 – кількість промивок за добу; τ – час простою фільтра, у зв'язку з промивкою, год (для фільтрів, які промиваються тільки водою, τ = 0,33 год); q_{num} – питомі витрати води на промивку, м³/м², q_{num} = 0,06ω · t; ω – інтенсивність промивки, л/(с · м²); t – тривалість промивки, хв.

Фільтрів повинно бути не менше чотирьох або кількість їх визначається за формулою:

$$n_{\phi} = 0,5\sqrt{F_{\phi}} \quad (3.2)$$

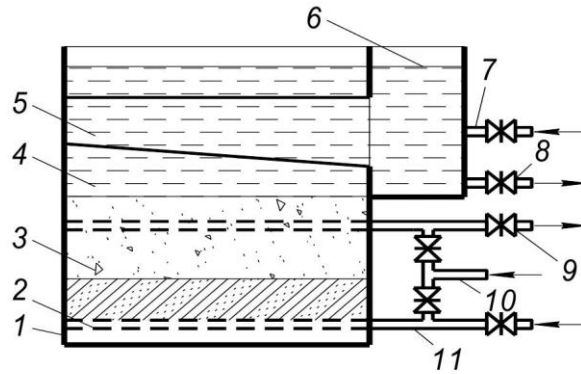
На станціях з кількістю можливість відключення на повинна виконуватися умова фільтрів до 20 слід передбачати ремонт одного фільтра. При цьому повинна виконуватися умова:

$$V_{\phi}^{\phi} = V_{\phi}^n \frac{n_{\phi}}{n_{\phi} - 1} \quad (3.3)$$

Граничні втрати напору у відкритих фільтрах приймаються 3,0...3,5 м; висота шару води над засипкою – не менше 2 м; перевищення верхньої крайки фільтра над рівнем води – 0,5 м.

Двопотокові фільтри дають можливість в найбільшій мірі використовувати всю товщу засипки. В такому фільтрі є додаткова дренажна система 4 в товщі засипки. Вихідна вода на 70% проходить засипку знизу вверх та на 30% зверху вниз, чиста вода збирається додатковою дренажною системою. Промивається фільтр так само як швидкий фільтр. Недоліком двопотокового фільтру є складність експлуатації і недостатня надійність додаткового дренажу.

Попередні фільтри використовуються як попередня ступінь очищення перед повільними фільтрами або для часткового прояснення води. Принцип роботи та конструктивні особливості їх такі самі як у швидких фільтрів. Крупність зерен засипки приймається 1–2 мм при товщині 1,5–2 м, швидкість фільтрування може бути 10–12 м/год.



1 – корпус; 2 – нижня розподільча система; 3 – засипка; 4 – середня дренажна система; 5 – жолоби; 6 – боковий канал; 7 – подача вихідної води у верхню частину; 8 – відведення промивної води; 9 – відведення профільтрованої води; 10 – подача промивної води; 11 – подача вихідної води в нижню частину

Рис. 3.2 – Схема двопотокового фільтра

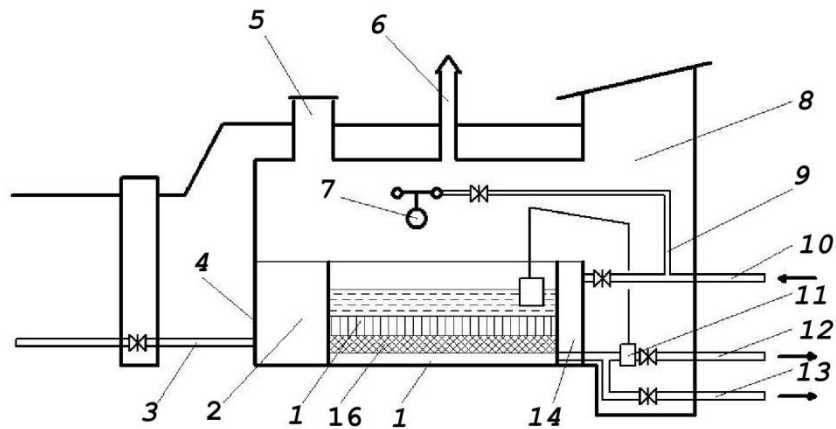
Повільні фільтри являють собою резервуари, які завантажені дрібнозернистим піском крупністю 0,3–1 мм з товщиною шару 0,5 м та передбачається плівкове фільтрування. Вихідну воду подають в надфільтровий простір і профільтровують послідовно через дрібнозернисті та крупнозернисті шари піску, гравію, збирають дренажем та перші порції профільтрованої води скидаються в каналізацію. Поступово на поверхні піску з'являється плівка. Ця плівка через 0,5–2 доби починає очищати воду від зависі, а потім – від бактерій і вірусів (бактерицидна дія плівки досягає 95%). Тому зараз рекомендується використовувати фільтри з гідравлічною регенерацією піщаної засипки. Дренаж фільтрів влаштовують із перфорованих труб, цегли або бетонних плиток, укладених із просвітами, пористого бетону. Над поверхнею засипки має бути шар води 1,5 м. Якщо є перекриття над фільтрами, то відстань від поверхні засипки до перекриття має бути достатньою для забезпечення регенерації, заміни й відмивання завантаження.

Необхідна площа фільтрів, м² дорівнює:

$$F = q / V_{\phi} \quad (3.4)$$

де q – розрахункова продуктивність очисної станції, м³/год;

$V_{\phi} = 0,1$ м/год розрахункова швидкість фільтрування (під час регенерації засипки допускається збільшення до 0,2 м/год).



1 – фільтрувальна засипка; 2 – відсік промивної води; 3 – відведення промивної води; 4 – корпус повільного фільтра; 5 – лаз; 6 – вентиляційна труба; 7 – гідророзпушувач; 8 – камера керування; 9 – подавання промивної води; 10 – трубопровід подавання води на фільтрування; 11 – регулятор швидкості фільтрування; 12 – відведення фільтрованої води; 13 – відведення першого фільтрату; 14 – відсік води, що подається на фільтрування; 15 – дренаж; 16 – підтримувальний шар

Рис. 3.3. – Схема повільного фільтра з гідравлічною регенерацією

Тривалість фільтроциклу, год:

$$T_{\phi} = t_{осв} + t_{он} + t_{к} \quad (3.5)$$

де $t_{осв} = 12\text{--}48$ год – тривалість дозрівання фільтруючої засипки; $t_{он} = 1\text{--}2$ год – тривалість всіх операцій, пов'язаних з очищенням фільтра; $t_{кф}$ – тривалість корисного фільтрування, год.

Кількість фільтрів повинна бути не менше трьох, ширина фільтра приймається не більше 6 м, а довжина – не більше 60 м. Вода на гідророзпушувач подається насосом (рис. 3.3). Витрати на один змив забруднень з 1 м^2 дорівнюють $9\text{--}10\text{ л/с}$, з них 4 л/с йдуть на відмивку засипки, а 6 л/с – для створення промивного потоку. Розпушувач рухається на візку зі швидкістю $0,03\text{ м/с}$, тривалість змиву забруднень на кожні 10 м довжини фільтра становить 3 хв .

Порядок проведення регенерації такий. Закривається засувка на подавальному трубопроводі, упродовж $1\text{--}2$ год спрацьовується запас води над піском. Потім закривається засувка на трубопроводі фільтрованої води, включаються промивний насос і привідний механізм гідророзпушувача, відкривається засувка на стічному трубопроводі. Гідророзпушувач починає здійснювати зворотно-поступальний рух із змивом забруднень спочатку з поверхні; а потім з глибини до $0,3\text{ м}$). Відкривається засувка на трубопроводі подачі вихідної води для створення горизонтального потоку промивної води. Після закінчення регенерації виключаються гідравлічний розпушувач і промивний насос, закривається засувка на стічному трубопроводі та прикривається засувка на подавальному трубопроводі і відкривається засувка на трубопроводі першого фільтрату. Фільтр промивається, як правило, один раз на два – три місяці, але в процесі експлуатації цей період може змінюватись. Закінчення корисного фільтрування визначається за часом досягнення

граничного значення втрат напору, коли при повністю відкритій засувці фільтрованої води витрати води знижуються.

Напірні фільтри використовуються в виробничому водопостачанні частіше для часткового прояснення води та в невеликих системах водопостачання, коли можна відмовитись від насосних станцій другого підйому. Такі фільтри являють собою закриті циліндричні місткості, які можуть витримувати значний тиск. Вони можуть бути вертикальними і горизонтальними. Основні елементи напірних фільтрів такі самі як в швидких фільтрах. Вихідна вода, звичайно, подається під таким напором, щоб після фільтра вона могла безпосередньо потрапляти в водопровідну мережу.

Серійно випускають напірні фільтри з такими діаметрами, мм: 1000, 1400, 1500, 2000, 2600, 3000, 3400. Висота фільтруючого завантаження в фільтрах всіх розмірів прийнята 1,2 м. Найбільший діаметр напірного фільтра з умов зручності перевезення залізничним транспортом прийнятий 3,4 м, фільтруюча площа такого фільтра становить 7,1 м². Тому у разі значної продуктивності водоочисної установки часто доводиться приймати велику кількість фільтрів.

Фільтрування води при водопідготовці є складним гідродинамічним процесом, що представляє собою рух двофазної системи (суспензії) через порувану фільтруючу перегородку (фільтруючу засипку), яка повинна затримати тверду фазу. В залежності від характеристики засипки, в ній утворюються порові канали, стінками яких є зерна засипки. При фільтруванні через щільні засипки канали можна вважати досить стаціонарними і практично з постійним початковим перетином. Часточки суспензії, що підходять до засипки разом з водою можуть мати розмір менше і більше перетину каналу. Великі часточки не можуть пройти в поровий канал, заклинюються на вході в канал. Затримка відбувається, по суті, чисто механічна. Нові порції часточок заклинюються на раніше затриманих окремих шарами. Фільтрування називається поверхневим або плівковим. Більш дрібні часточки можуть пройти усередину каналу. Однак, при розмірі часточок у 4–6 разів менших ніж діаметр каналу, вони можуть утворювати місток над входом у каналі, надалі, цей місток буде затримувати нові порції часточок. Процес поліпшується при наявності полідисперсних часточок – великих і дрібних. У цьому випадку також, по-суті, відбувається проста механічна затримка часточок і усе залежить тільки від розміру часточок. Порушення гідравлічного режиму, у першу чергу збільшення швидкості, може зруйнувати місток і часточки будуть проскакувати усередину каналу та проходити через засипку. При стабілізації потоку місток знову утвориться, але занадто велика швидкість потоку не дасть можливості утворитися містку. Описані процеси більш характерні для безреагентного способу прояснення води або при знезалізненні в умовах використання дуже дрібної засипки і потраплянні сформованих пластівців гідроксиду заліза, коли розміри часточок порівняні з розмірами пор. При цьому дуже дрібні часточки можуть проскакувати через пори. Набагато більш складний процес буде при наявності дуже дрібних часточок – розмір їх значно менше розмірів порового каналу. У загальному випадку порові канали розташовані довільно, мають неправильну форму і перемінний переріз, мають велику кількість поворотів, можуть з'єднуватися і

розділятися. Внаслідок неоднорідності засипки і гідравлічного сортування зерен у процесі промивки поровий канал за ходом фільтраційного потоку може розширюватися чи звужуватися. Більш однорідна засипка має поровий канал з меншим ступенем розширення чи звуження. При коефіцієнті неоднорідності засипки до 1,2 канал можна вважати постійного перетину, а розмір буде залежати від розміру зерен засипки.

У важких засипках дрібні зерна накопичуються зверху і чим глибше входить в засипку, тим крупніші будуть зерна засипки. У плаваючих засипках усе навпаки: більш дрібні зерна (гранули) знизу, а великі зверху. Поровий канал звужується донизу. У процесі фільтрування затримувані найбільш великі часточки можуть також затримуватися на поверхні зернистої засипки, утворюючи при цьому зводи над кожною порою, і ці зводи, надалі, також забезпечують затримку нових порцій часточок і необхідний ступінь очищення. Однак, цей процес не слід вважати характерним для затримки дуже дрібних часток і навіть можна вважати небажаним. Часточки повинні надходити в пори, затримуватися на їхній поверхні (зернах засипки) і поступово забивати пори. Тобто фільтрування є об'ємним. При цьому поровий канал поступово забивається забрудненнями і стає меншого перетину. Полідисперсність часточок може приводити до переходу від одного випадку затримки до іншого або до участі двох випадків. Крім того, важливим елементом є форма порового каналу. При звуженому поровому каналі більш великі часточки можуть затримуватись в більшому перетині каналу, а більш дрібні – у меншому перетині. Таке співвідношення можливо виконується тільки на початку фільтроцикла, а по мірі накопичення забруднень це положення може зміщуватись в той чи інший бік. Це сприяє більш повному наповненню засипки забрудненнями і, в окремих випадках, до більш високого ступеня очищення води.

Тому фільтрування в напрямку звуження каналу варто вважати більш ефективним за технологічними показниками. При використанні важких засипок краще фільтрувати за цією ознакою знизу вгору, а що плавають – зверху до низу. Фільтрування в напрямку розширення каналу призводить до того, що забруднення накопичуються тільки на початку каналу і не вся товщина засипки бере участь в очищенні води. В цілому процес затримання часток зернами засипки має фізико – хімічну основу. Під час фільтрування води проходить постійне накопичення осаду в порах і втрати напору збільшуються, якість фільтрату на початку фільтроциклу (звичайно 10–15 хв) невисокої якості але поступово покращується і досягає певного стабільного значення (рис. 3.4).

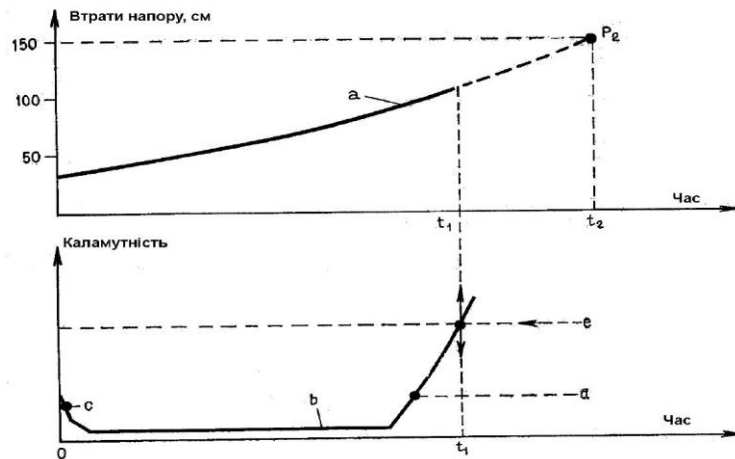


Рис. 3.4 – Графіки залежності зміни втрат напору та якості фільтрату

Висока якість фільтрату підтримується до досягнення граничної брудомісткості засипки і потім починається погіршення його якості.

В зображених на рис 3.4. графіках погіршення якості фільтрату досягається раніше, ніж витрачається напір (t_1 менше t_2), тобто засипка має недостатню товщину і потребує збільшення.

Проте крива втрат напору на рис. 3.4. може бути і більш крутою, звичайно, при більш брудній воді в окремі періоди року. Тоді не можливо спостерігати погіршення якості фільтрату наприкінці фільтроциклу так як раніше використовується весь напір.

Промивка швидких фільтрів. Момент роботи фільтра, якщо втрата напору в фільтруючому завантаженні досягає гранично допустимої величини або починає погіршуватися якість фільтрату, служить сигналом для вимикання фільтра на промивання для відновлення затримуючої здатності завантаження, яке здійснюють зворотним струмом фільтрованої води або повітря і води. Воду подають на промивання спеціальним промивним насосом з резервуару фільтрованої води.

Промивання фільтрів є допоміжним процесом, однак воно може вплинути на нормальний режим роботи фільтрів. Якщо в процесі промивання фільтруюче завантаження відмивається недостатньо, то це призводить до постійного накопичення залишкових забруднень, що скорочує фільтроцикл, а іноді і зовсім виводить фільтр з роботи. Тому основне завдання промивання фільтрів – встановлення такого відносного розширення шару завантаження, за якого забезпечується практично повне відмивання зерен завантаження від прилиплих до них в процесі фільтрування забруднень.

У процесі промивки відбувається розширення засипки, тертя її зерен одне об одне і відрив налиплих забруднень, винос їх промивним потоком у каналізацію. При цьому можуть з'являтися такі небажані явища як погане розширення фільтруючих шарів, неякісна їх відмивка, поступове зростання залишкових забруднень, поява брудових грудок, при фільтруванні відбуваються їх транспортування усередину засипки, струменевий характер руху промивного потоку, особливо на початку промивки, що викликає зсув підтримуючих шарів.

Для відриву часток необхідна швидкість потоку більша за:

$$V_{\text{відр}} = \sqrt{\frac{8 \cdot \mu_T \cdot F_y}{\pi \cdot C_x \cdot \rho \cdot d^2}} \quad (3.6)$$

де ρ – густина води;

d – діаметр часток;

μ_T – коефіцієнт тертя;

C_x – коефіцієнт опору часток потоку;

F_y – сила, що утримує частку на поверхні.

З рівняння виходить, що фільтруючі засипки, що краще затримують завись і мають більше F_y та μ_T потребують більшу швидкість для відриву часток. Тобто, при більших коефіцієнті форми зерна і висоти виступів потрібна більша швидкість, місце розташування часток (у виїмці чи на виступі) також впливає на швидкість. Так як вода має найбільшу густину при 4 градусах, то ця швидкість буде найменшою саме при такій температурі і буде збільшуватись при підвищенні температури. Пухкі і великі частки будуть відриватися при меншій швидкості. Ймовірно, що на коефіцієнт опору буде впливати і розмір зерен засипки – при менших діаметрах спостерігається більший опір і менша потрібна швидкість.

В той же час, в середньому швидкість потоку вздовж зерен:

$$V_{\text{відр}} = \frac{\omega}{10^{-3}} m \quad (3.7)$$

де $V_{\text{відр}}$ – швидкість, м/с;

ω – інтенсивність промивки, л / с · м²;

m – пористість в частках.

При більшій пористості засипки при тій самій інтенсивності буде більша швидкість, а достатня чи ні для відриву забруднень буде вже залежати від сили, що утримує забруднення, та коефіцієнта шорсткості. Проте при інтенсивності більшій за зважувальну швидкість засипка буде розширюватись, при більш легкій засипці потрібна менша зважувальна швидкість (буде впливати щільність зерен) і відповідно буде більше відносне розширення при тій самій інтенсивності:

$$e = \frac{L - L_0}{100} L_0 \quad (3.8)$$

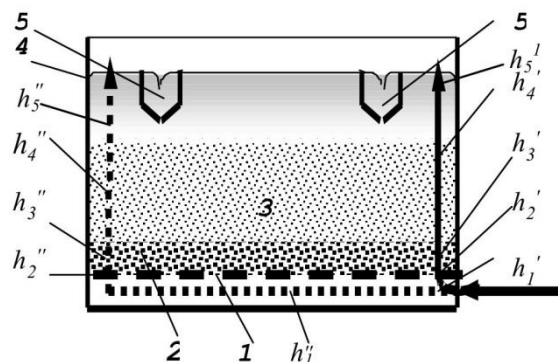
де L – висота засипки, що розширилася;

L_0 – висота засипки в щільному стані.

Чим більше інтенсивність промивки, тим більше розширюється засипка та більше відносне її розширення. Для кожної крупності зерен засипки існує оптимальна інтенсивність промивки і відносне розширення засипки, при яких буде найкращий ступінь її відмивання. Звичайні інтенсивності промивки, що приймаються на практиці, вище ніж гідродинамічна стійкість фільтруючої засипки (у перерахунку на інтенсивність 3–4 л/с·м²). В той же час, на початку промивки в результаті пористість зменшується, тому із формули розрахункова швидкість потоку буде значно меншою, ніж при чистій засипці. Чим більше буде засмічена засипка, тим менша пористість і тим більша потрібна швидкість

поток, менша можливість відриву забруднень. Таким чином, може відбутись розрив суцільного шару засипки, можуть з'являтись струмені в деяких місцях засипки, які, в першу чергу, будуть руйнувати щільний шар засипки і забруднень, зможуть виносити зерна в одних місцях, а в інших місцях не зможуть руйнувати щільні скупчення (засипка – забруднення) і будуть утворюватись брудові грудки. Занадто довгі фільтроцикли також, як і більш повне насичення порового простору при фільтруванні в напрямку зменшення крупності зерен, зменшують пористість засипки, значно ущільнюють пластівці осаду, підвищують ймовірність утворення брудових грудок в початковий період промивки, і, особливо, це негативно при дрібнозернистій засипці. Із рівняння виходить, що для забезпечення необхідної для відриву забруднень швидкості на початку промивки в період зменшеної пористості слід забезпечувати більш високу інтенсивність промивки. Так само, як для відмивки шарів, які не розширюються і відрив забруднень проходить тільки за рахунок омиваючої швидкості, потрібна більша інтенсивність промивки.

При призначенні тривалості і інтенсивності промивки, у першу чергу, варто побудувати графіки залежності каламутності промивної води від тривалості промивки і різної її інтенсивності. Такі графіки будуються за експериментальним даним, що полягають у доборі проб промивної води через кожні 0,5 хв із початку промивки. В оптимальному режимі промивки в перші 0,5–1,5 хв спостерігається різке збільшення концентрації зависі в промивній воді і настільки ж різке наступне її падіння. Закінченням промивки є момент, коли в промивній воді концентрація зависі не буде перевищувати 10–30 мг/л. Плавні підвищення і зниження концентрації зависі в промивній воді вказують на недостатність інтенсивності промивки, але і надмірно велика інтенсивність її збільшує витрату промивної води і викликає винос піску в каналізацію. Принцип промивки фільтра з важкою засипкою наведений на рис 3.5.



1 – розподільна система; 2 – підтримуючі шари; 3 – засипка; 4 – корпус фільтра; 5 – жолоби

Рис. 3.5 – Принцип промивки фільтрів з важкою засипкою

Промивна вода повинна просуватись в гору приблизно однаковими струменями і на будь-якому шляху струмені повинні зустрічати приблизно однакові опори, що складаються з опорів по довжині розподільної системи h_1 , на виході із системи (отворах) h_2 , підтримуючих шарів h_3 , у засипці h_4 , в збірній

системі h_5 . Таким чином, при проходженні води найкоротшим (суцільна лінія) і найбільш довгим (пунктирна лінія) шляхом повинна виконуватися рівність:

$$h_1' + h_2' + h_3' + h_4' + h_5^I = h_1'' + h_2'' + h_3'' + h_4''' + h_5^{II} \quad (3.9)$$

В реальних спорудах такого співвідношення практично не буває. Вважається, що рівномірність розподілу по площі в 95% за витратами або напорами є нормальною для фільтра. Тобто, обов'язково буде порушуватись рівність і будуть ділянки з недостатньою інтенсивністю струменів. Втрати напору, звичайно, вважаються однаковими на будь-якому шляху в підтримуючих шарах, у засипці й отворах. Проте, це тільки теоретично, практично відхилення є. Про умови утворення потоків в засипці вже сказано, підтримуючі шари знаходяться під впливом з одного боку потоків в засипці, а з другого – потоків, що виходять із отворів розподільної системи. З обох боків можуть бути відхилення в інтенсивності і, в результаті, можливі зсуви окремих шарів, перемішування дрібних і більш великих зерен, подальше поглиблення цих процесів і швидке нарощування нерівномірності промивки. І все ж найбільш важливе значення для розподілу потоків і забезпечення рівномірності промивки має розподільна система. Для забезпечення зазначених рівнянням (3.9) вимог існують системи малого і великого опору. У системах малого опору необхідно зробити дуже малі втрати напору по довжині. Досягається це влаштуванням піддона складної конфігурації. Проте такі системи не дістали поширення. У системах великого опору влаштовуються великі опори в отворах, у порівнянні з якими втрати напору по довжині будуть дуже незначними. В цілому, втрати напору в системі не повинні перевищувати 7 м.

При промивці завислий шар засипки знаходиться в стані динамічної рівноваги під дією сили ваги засипки та гідродинамічної сили промивного потоку і на основі експериментальних даних слід встановлювати взаємозв'язок коефіцієнту опору та числа Рейнольда. У режимі промивки важких зернистих засипок за даними Г. И. Ніколадзе при $\rho_1 = 1$ швидкість висхідного потоку для відносного розширення засипки – e дорівнює:

$$V = \left(\frac{g}{A \cdot 6^{1.7}} \right)^{0.77} \frac{(\rho_3 - 1)^{0.77} d^{1.31}}{\alpha^{1.31} \mu^{0.54}} \cdot \frac{(e + m_0)^{2.31}}{(e + 1)^{1.77} (1 - m_0)^{0.54}} \quad (3.10)$$

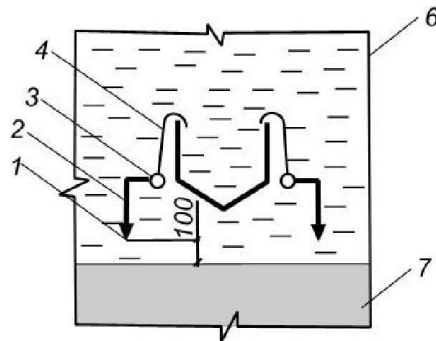
де A – постійна величина для визначеного інтервалу значень Re , що не залежить від форми зерна;

e – відносне розширення засипки.

Таким чином, для досягнення того самого відносного розширення засипки інтенсивність промивки (швидкість потоку) необхідна більша для більш важкої засипки, більш високої температури промивної води, меншого коефіцієнта форми зерна.

Покращення відмивки важкої засипки досягається такими способами: 1) водяною з додатковою, поверхневою; 2) заглибними струменями; 3) водоповітряною; 4) водоповітряною без розширення засипки; 5) пульсуючої; 6) з інтенсивністю, що чергується по площі фільтра.

Додаткова поверхнева промивка з інтенсивністю 3–4 л/(с·м²) при напорі від 30 до 40 м проводиться через спеціальну розподільну систему труб діаметром до 50 мм (рис. 3.6), що підвішується до існуючих жолобів.



1 – ковпачок; 2 – ніпель; 3 – розподільча труба; 4 – підвіски до жолобів; 5 – жолоб; 6 – стінка фільтру; 7 – фільтруюча засипка

Рис. 3.6 – Стаціонарна система для верхньої промивки

Така промивка зменшує можливість зсуву гравійних шарів і підвищує ефективність відмивки за рахунок руйнування брудових скупчень і інтенсивного відмивання засипки у верхніх, найбільш забруднених шарах. Промивна вода виходить з ковпачків на поверхню засипки струменями, спрямованими під кутом 30–90° до поверхні засипки. Тривалість верхньої промивки 2–3 хв. Потім додатково включається звичайна нижня з невеликою інтенсивністю, що забезпечує розширення засипки на 10–15%. Через 2–3 хв інтенсивність нижньої промивки збільшують до звичайної, через 1–2 хв верхню припиняють, через 0,5 хв закінчують нижню промивку. При цьому витрати промивної води в цілому без змін.

Промивка заглибними струменями забезпечує послідовну поступову промивку вроздріб усієї площі фільтру спеціальним пересувним пристроєм, що подає під великим напором у товщу засипки струмінь промивної води. У зоні її дії забруднення відмиваються від зерен, над поверхнею засипки створюється горизонтальний потік, що несе промивну воду і забруднення. Такий спосіб промивки дозволяє при необхідності змінювати тривалість промивки окремих ділянок фільтру, використовувати нефільтровану воду, зменшувати гідравлічне сортування зерен.

Водоповітряна промивка дозволяє підвищити її ефективність і трохи знизити витрати промивної води. При цьому потрібна установка повітродувок. Водоповітряна промивка, звичайно, застосовується, якщо водяна не забезпечує належної якості відмивання засипки. Підвищений ефект відмивання пояснюється тим, що швидкість пухирців повітря в засипці набагато вище швидкості потоку промивної води і це забезпечує більш інтенсивне відтирання зерен, крім того, пухирці повітря створюють місцеве збільшення швидкості потоку промивної води. Роздільна промивка – спочатку продувка засипки повітрям, а потім водою, дозволяє використовувати ту саме дренажно-розподільну систему але ефект отримують менший, чим при спільній. Спільна промивка вимагає спеціальної розподільної системи для повітря або

реконструкції існуючої дренажної системи. При цьому можливий винос зерен засипки. Інтенсивність і тривалість подачі води і повітря коливаються в широких межах. Їх встановлюють індивідуально для конкретних умов на підставі експериментальних даних.

Найбільш часто використовується триступенева промивка, яка полягає в продувці повітрям з інтенсивністю $15\text{--}20\text{ л/с}\cdot\text{м}^2$ упродовж $1\text{--}2$ хв, потім спільна подача повітря тієї ж інтенсивності і води з інтенсивністю $2,5\text{--}3,0\text{ л/с}\cdot\text{м}^2$ упродовж $4\text{--}5$ хв, а потім промивка тільки водою з інтенсивністю $5\text{--}6\text{ л/с}\cdot\text{м}^2$ упродовж $4\text{--}5$ хв. В окремих випадках більш доцільна двоступенева промивка, коли на першому етапі подається повітря і вода, а на другому – тільки вода з інтенсивністю $5\text{--}6\text{ л/с}\cdot\text{м}^2$. При цьому під час спільної подачі води і повітря інтенсивність подачі води може бути $5\text{--}6\text{ л/с}\cdot\text{м}^2$ або $2,5\text{--}3,0$. Важливо, щоб наприкінці промивки з засипки було повністю вилучене повітря. У протилежному випадку може скоротитися тривалість фільтроциклу, зменшитися швидкість фільтрування.

До водоповітряної промивки відносять промивку водою засипки, що попередньо наповнена повітрям. Сутність такої промивки полягає в тому, що після закінчення фільтроциклу з фільтра випускається вода, унаслідок чого оголюється верхній шар засипки приблизно на половину її висоти. При наступній подачі промивної води повітря, що наповнило засипку, інтенсивно відриває забруднення від зерен. Тривалість промивки можна скоротити в $1,9\text{--}2,8$ рази. Особливо ефективний метод при видаленні пухкої структури пластівців, які характерні при обробці води тільки сірчаноокислим алюмінієм.

При водяній промивці з водонапірного бака можлива пульсуюча промивка, що полягає в чергуванні періодів промивки (до 1 хв) і періодів практично повного її припинення на $0,5$ хв. У результаті скорочується об'єм промивної води, збільшується винос забруднень, зменшуються залишкові забруднення, збільшується брудомісткість засипки, подовжується фільтроцикл і підвищується якість фільтрату. Для створення пульсацій необхідно на трубопроводі подачі промивної води встановлювати спеціальний пульсатор, що являє собою корпус, усередині якого електродвигуном обертається з постійною швидкістю затвор, що періодично перекриває потік промивної води. Кілька пульсацій промивного потоку можна створити закриттям і відкриттям засувки на трубопроводі, що подає промивну воду. Однак постійно такий спосіб використовувати не слід через можливий вихід з ладу засувки.

Найбільш важливим елементом при промивці є розподільна система, яка повинна забезпечити рівномірний розподіл по площі фільтра промивної води. У вітчизняній практиці широко застосовують трубчастий дренаж, у якому розподільні труби або відгалуження обладнаються отворами діаметром $10\text{--}12$ мм, зверненими під кутом 45° до дна, з відстанню між отворами $200\text{--}300$, а між осями відгалужень – $250\text{--}350$ мм. Відгалуження звичайно виконуються з чавунних або сталевих труб. Такий дренаж досить добре працює у перші роки але потім розвивається крапкова корозія труб і отворів. Вона викликає нерівномірну промивку засипки, появу застійних зон, зсув підтримуючих шарів. Заміна матеріалу труб відгалужень на нержавіючу сталь значно поліпшує роботу

дренажу і подовжує термін його дії. Однак висока вартість не дозволяють широко них використовувати. На роботу трубчастого дренажу великого опору можуть впливати підтримуючі шари гравію, в які він укладається. Підтримуючі шари при промиванні не розширюються і не класифікуються, тому якість їхнього укладання відразу позначається на всьому процесі промивки й імовірності зсуву шарів. За технічними умовами гравій потрібно добре відсортувати, кожен шар повинний бути висотою не менш 50 мм з умовою, що мінімальний розмір часток гравію попереднього шару дорівнює максимальному розмірові часток наступного шару. Треба уникати плоских часток гравію. Відмовитися від підтримуючих шарів можна заміною труб із круглими отворами на труби з щілинами або встановленням ковпачкового дренажу. Щілинні труби можна виготовити з нержавіючої сталі з нарізкою щілин електроіскровим способом або поліетилену високої щільності з нарізкою щілин спеціальною фрезою. Ширина щілин приймається на 0,1 мм менше найменшої фракції зерен засипки з довжиною щілини порядку 1,5–2,0 діаметра труби і загальною площею щілин 1,5–2,0 % площі фільтра. Така заміна збільшить пропускну здатність фільтрів і висоту фільтруючого шару за рахунок використання висоти підтримуючих шарів, зменшить вартість дренажу. Однак недоліки щілинного дренажу полягають у трудомісткості нарізки щілин малої ширини, необхідності після фрезування зачищення їх від заусениць, зменшенні міцності труб з щілинами. Для поліетиленових труб характерний великий коефіцієнт лінійного розширення, що сприяє заклинюванню щілин, зниженню міцності і зростанню втрат напорів. Частково охороняє щілини від заклинювання зернами засипання труб гравієм крупністю 4–8 мм на висоту, що перевищує верх труб на 50 мм.

Порцелянові або полістирольні ковпачки монтуються в плиту дренажу (хибне днище). Такий дренаж особливо доцільний при упровадженні водоповітряної промивки, коли вода і повітря подаються під хибне днище, а шпаруватий ковпачок з довгим хвостовиком забезпечує якісне змішування води з повітрям і рівномірний розподіл цієї суміші по площі фільтра. До недоліків відноситься порівняно мала надійність ковпачків, пов'язана з неякісним їхнім виконанням. В окремих випадках щомісяця, в період пуску фільтра, виходить з ладу до 5–10 ковпачків. Для їхньої заміни роблять перевантаження фільтрів або місцеве вивантаження за допомогою спеціальних коробів.

Влаштування ковпачкового дренажу має високу трудомісткість через необхідність установки до 35–70 ковпачків на квадратний метр при суворому дотриманні горизонтальності хибного днища. Перед монтажем ковпачки доцільно випробувати на стенді й у фільтрі до засипання фільтруючого засипки, після чого присипати гравієм крупністю 4–8 мм на висоту 50 мм. Вартість такого дренажу досить висока.

Високу ефективність промивки і поліпшену якість фільтрату забезпечують безгравійні пористі дренажі. Можна рекомендувати кілька видів таких систем. Керамічні плитки розміром 0,3x0,3x0,4 м із шамоту, рідкого скла і кремнефтористого натрію монтуються у виді хибного днища. Його недоліком є досить складні кріплення плит і засмічення пор при недостатньо високій якості фільтрату.

Пористо-бетонні дренажі можуть бути наступних конструкцій:

– з покладеної на повздовжні стінки підтримуючої плити з великими отворами, а на неї – дренажною плитою з пористого бетону з заповнювачем із гравію або щебеню крупністю 3–10 мм;

– з покладеної на подовжні стінки плитою з пористого бетону; пустотілий блок виконаний багатоканальним, нижня частина якого виконана з щільного, а верхня – з пористого бетону.

Такі дренажі забезпечуючи високий ступінь відмивки засипки. Однак при реагентній обробці води пористий бетон через 1–3 доби починає руйнуватися. Більш довговічний пористий полімербетон, у якому як заповнювач застосовується щебінь або гравій із крупністю зерен 3–10 мм; зв'язуючим є епоксидна смола ЕД-20 або ЕД-16 з затверджувачем ПЕПА.

Лотковий дренаж являє собою повздовжні по довжині фільтра канали, які утворені опорними стінками і перекриті зверху неармованими полімербетонними плитами. Опорні стінки товщиною 80–100 мм зі збірного або монолітного залізобетону кріпляться до дна фільтра цементним розчином. Відстань в осях між стінками приймається в залежності від ширини плит у межах 250–350 мм. Полімербетонні плити виготовляють звичайно безпосередньо на станції розміром 0,30х0,60х0,05 м. Торці плит, що перпендикулярні лоткам, мають фаски під кутом 45–60 градусів.

Для рівномірного розподілу води вздовж каналу на вході в кожен лоток встановлюється патрубок великого опору з відбивачем. Для водоповітряної промивки в кожен канал лоткового дренажу укладають дірчасту розподільну систему повітря. Трубопровід, що подає повітря до розподільних труб, повинний розташовуватися вище їх, звичайно, на полімербетонних плитах.

У якості панельного полімербетонного дренажу використовують типові багатопустотні панелі, у верхній частині панелей уздовж каналу влаштовують отвори у формі трапеції, куди вставляють полімербетонні вставки, що виступають на 0,010–0,015 м над поверхнею панелі.

Відведення промивної води на більшості станцій вітчизняних водопроводів здійснюється жолобами п'ятикутної, напівкруглої і навіть прямокутної форми. Висота розташування жолобів над засипкою запобігає виносу її зерен. Промивна вода повинна рівномірно переливатися в жолоби по всій довжині їхніх крайок. Недотримання цієї вимоги викликає струминний рух промивного потоку збільшеної витрати, відбувається винос засипки і недостатня її промивка в зонах з малою інтенсивністю руху промивного потоку. Звичайно ширина видимого потоку до крайки жолоба складає приблизно 0,2 м, а між жолобами поверхня води має застійний вигляд. Тому крайка жолобів повинна підтримуватися суворо горизонтально за допомогою цементної стяжки по крайці, зтесуванням крайки дошки й інших методів.

Відведення промивної води можна проводити дірчастими трубами, що забезпечує зменшення витрат води, більшу рівномірність збору води. Труби встановлюються на відстані одна від одної на 0,7–0,8 м і під'єднуються на фланцях до патрубків, які виходять в канал або до збірного колектора. Отвори робляться діаметром 20–30 мм в двох твірних під кутом 60 градусів до вертикалі.

Для випуску повітря на початку і кінці труби робляться такі самі отвори в верхній твірній. Отвори слід роззенкувати. Відстань між отворами збільшується за течією води.

Дірчасті труби для збору промивної води прокладаються горизонтально на відстані, m від поверхні засипки:

$$h_n = 0,01h_3 \cdot e + 0,15 + 0,25 d \quad (3.11)$$

де h_3 – висота засипки, m ;

d – зовнішній діаметр труби, m ;

e – відносне розширення, %.

На промивку фільтрів можна подавати воду спеціальним насосом із резервуара чистої води або із водонапірної башти, яка знаходиться в безпосередній близькості від будинку, де розміщуються фільтри. При цьому чиста вода накочується в бак водонапірної башти тривалий час насосом малої потужності.

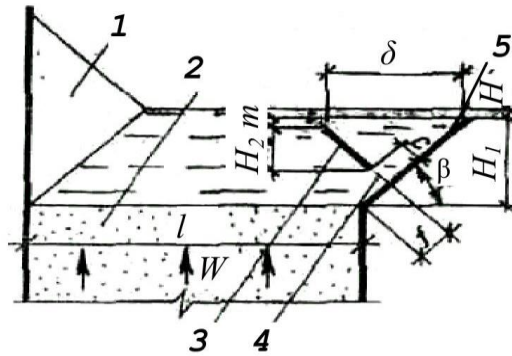
3.3 Контактні прояснювачі та контактні фільтри

Контактні прояснювачі та контактні фільтри повинні очищувати малокаламутну та кольорову воду поверхневих джерел в режимі контактної коагуляції в шарі зернистої засипки. Засипка споруд приймається такою, щоб забезпечувати робочий фільтроцикл не менше 8 годин. Найбільша кількість зависі буде затримуватись при фільтруванні в напрямку зменшення крупності зерен.

Контактні прояснювачі конструктивно відрізняються від швидких фільтрів тим, що мають більші загальну висоту і висоту фільтрувальної засипки.

На станціях підготовки води з контактними прояснювачами обов'язково встановлюють барабанні сітки (вічко сітки 500 x 500 мкм) або мікрофільтри (вічко сітки від 20 до 60 мкм). Барабанні сітки вилучають з води дрібні плаваючі частинки, сміття, а мікрофільтри ще зоо- та фітопланктон. На станції повинно бути один – два робочі мікрофільтри та один резервний. Контактна камера забезпечує окислення органічних речовин за рахунок контакту з введеним хлором.

Можна використовувати контактні прояснювачі без підтримуючих шарів, з трубчастою, комірчастою розподільною системою та горизонтальним відведенням промивної води. При низькому, горизонтальному відведенні води, промивний потік, що виходить із засипки, змінює свій напрямок з вертикального на горизонтальний і малим шаром (товщиною 0,15–0,25 м) рухається до переливної крайки (рис. 3.7).



1 – струмененапрямний виступ або труба для створення транспортуючих швидкостей на початку потоку; 2 – фільтруюча засипка; 3 – відбійна стінка; 4 – щілина для повернення піску; 5 – переливна стінка піскоуловлюючого жолоба

Рис. 3.7 – Схема горизонтального відведення води

Швидкість на початку потоку повинна бути не меншою за 0,005 м/с, що досягається пристроєм похилої стінки, що збільшує на початку потоку швидкість. Виносу піску разом з промивною водою запобігає піскоуловлюючий жолоб.

Висота переливної стінки піскоуловлюючого жолобу H_1 , м:

$$H_1 = 0,5 b + f \cdot \sin \beta + 0,5 m \quad (3.12)$$

де f – умовна відстань від засипки до жолоба, приймається 30...40 мм; β – кут нахилу стінок жолоба до горизонталі, приймається 40...50°; m – різниця відміток між верхніми крайками відбійної і переливної стінок, b – ширина піскоуловлюючого жолобу, м, $b = 1.18 Wl/\omega$; W – інтенсивність подачі промивної води, л/(с·м²); l – довжина горизонтального потоку води, м; ω – гідравлічна крупність заданої фракції піску, мм/с.

Різниця відміток верхніх і нижніх крайок стінок 2-го жолобу, м:

$$H_2 = 0,5 b - c \cdot \sin \beta - 0,5 m \quad (3.13)$$

де c – ширина щілини, приймається 10–20 мм.

Напір на водозливні, м:

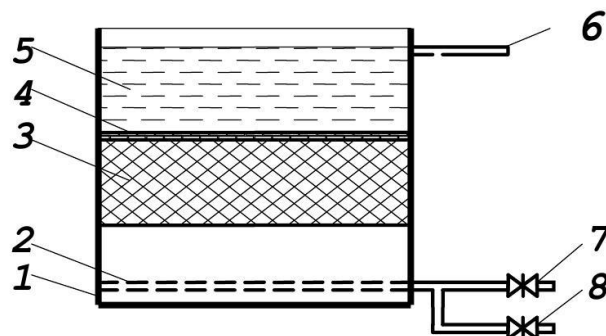
$$H = 0,465 (W \cdot l)^{2/3} \quad (3.14)$$

При цьому приймається наступний режим промивки: продувка засипки повітрям із інтенсивністю 2,3–2,7 л/(с·м²) упродовж 2 хв; спільна водоповітряна промивка при подачі води з інтенсивністю 2,3–2,7 л/(с·м²) упродовж 6 хв; промивка тільки водою з інтенсивністю 5,5–6,0 л/(с·м²) упродовж 5–6 хв.

Контактні фільтри використовуються при вихідній воді з меншою, як для контактних прояснювачів, каламутністю та кольоровістю. Принцип роботи та конструкція їх такі самі, як у швидких фільтрів, але вихідна вода подається зразу після вводу коагулянту. Для підвищення брудомісткості використовують однорідну, крупнозернисту засипку (пісок діаметром 0,9–1,8 мм, товщиною 2 м), двошарову засипку (антрацитова крихта діаметром 0,8–1,8 мм, висотою 0,7 м, пісок діаметром 0,5–1,2 мм, товщиною 0,8 м), тришарову засипку (кожний шар по 0,5 м, крупність керамзиту 3–5 мм, аглопориту 2–3 мм, піску 0,5–1 мм).

Пінополістирольні фільтри являють собою місткість, в якій утримуючою решіткою в притопленому стані тримається плаваюча засипка (рис. 3.8). Плаваюча пінополістирольна засипка готується безпосередньо на водоочисній станції шляхом спінення товарного продукту полістиролу в гарячій воді або паром.

Фільтр працює наступним чином. Вихідна вода трубопроводом 9 подається в нижню розподільну систему 6,7, рівномірно розподіляється по площі, проходить через плаваючу пінополістирольну засипку 2 і очищеною збирається в надфільтровому просторі 4.



1 – корпус; 2 – система; 3 – пінополістирольна засипка; 4 – утримуюча решітка; 5 – надфільтровий простір; 6 – відвід чистої води; вихідної води; 8 – відвід промивної води

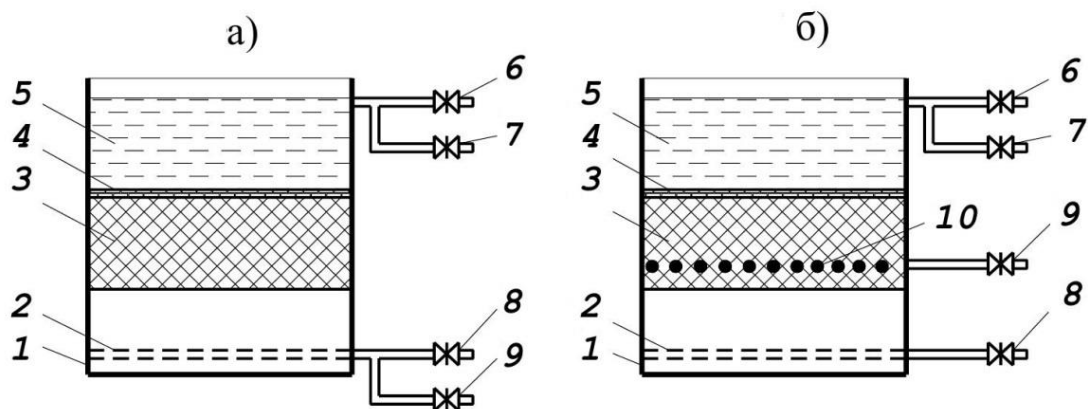
Рис. 3.8 – Схема пінополістирольного фільтра з висхідним фільтраційним потоком

По мірі фільтрування засипка забруднюється, закінчується фільтроцикл досягненням t_3 або t_n , фільтр переводиться в режим промивки шляхом закриття засувки на трубопроводі 9 та відкриття засувки на трубопроводі 8. Чиста вода з надфільтрового простору йде до низу, розширює та відмиває фільтруючу засипку, збирається розподільною системою і відводиться в каналізацію. Рівень води в надфільтровому просторі знижується і при досягненні рівня на 10 см вищого за решітку, промивка припиняється шляхом закриття засувки на трубопроводі 8. Фільтр знову переводиться в режим фільтрування. Для зменшення висоти надфільтрового простору він робиться взаємопов'язаним або спільним для декількох фільтрів.

Пінополістирольна засипка може бути одношаровою або двошаровою. Фільтрування води на фільтрах з двошаровою плаваючою засипкою виконується знизу до гори, а тому а) діаметр гранул нижнього шару d_2 повинен бути більше діаметру гранул верхнього шару d_1 ; б) питома вага гранул нижнього шару γ_2 повинна бути більше питомої ваги гранул верхнього шару γ_1 . Неперемішування шарів двошарової плаваючої засипки забезпечується при певних співвідношеннях γ_1 і γ_2 або густин ρ_1 та ρ_2 .

Пінополістирольні фільтри з висхідним фільтраційним потоком можуть працювати в одноступеневій схемі (контактні фільтри), коли вода поступає на

фільтр після вертикального змішувача, а також у двоступеневій, коли вода поступає на фільтри після відстійника або прояснювача із завислим осадом. В практиці водопідготовки можна використовувати пінополістирольні фільтри з низхідним фільтраційним потоком (рис. 3.9).



1 – корпус; 2 – нижня розподільна система; 3 – пінополістирольна засипка; 4 – утримуюча решітка; 5 – надфільтровий простір; 6 – трубопровід подачі вихідної води; 7 – трубопровід подачі промивної води; 8 – трубопровід відведення промивної води; 9 – трубопровід відведення очищеної води; 10 – середня дренажна система

Рис. 3.9 – Схеми пінополістирольних фільтрів з низхідним фільтраційним потоком

Вихідна вода в них подається в надфільтровий простір та профільтровується через неоднорідну пінополістирольну засипку зверху вниз, збирається розподільною системою і очищеною відводиться споживачу. Промивку фільтра проводять після промивки засипки чистою вихідною водою, яку окремим трубопроводом 7 подають в надфільтровий простір, а далі процес промивки йде як і в фільтрах з висхідним потоком. Конструкція і експлуатація фільтра значно ускладняється. Проте в деяких випадках можна промивати фільтр вихідною водою і відмовитись від трубопроводу подачі чистої промивної води 7. Слабким місцем в конструкції є утримуюча решітка, яка може пропускати в надфільтровий простір гранули пінополістиролу.

Брудомісткість засипки такого фільтра значно більша, але через розширення засипки при швидкості фільтрування більше 5 м/год спостерігається погіршення якості фільтрату. Збільшити швидкість фільтрування дозволяє додаткова дренажна система, яка розташовується в товщі засипки і забирає фільтрат. Промивна вода так само забирається нижньою розподільною системою. Брудомісткість засипки трохи зменшується.

Пінополістирольні фільтри з висхідним фільтраційним потоком можуть працювати в одноступеневій реагентній схемі прояснення і знебарвлення води (контактні фільтри), коли вода поступає на фільтр після вертикального змішувача, а також у двоступеневій, коли вода поступає на фільтри після відстійника або прояснювача із завислим осадом. Кількість фільтрів

визначається за формулою (3.3). Розміри фільтрів, виходячи з компоновання, приймаються 3 x 3; 4,5 x 4,5; 3 x 6; 6 x 6 м. Надфільтровий простір повинен бути спільним або взаємопов'язаним для 3–4 фільтрів.

Взаємопов'язаність може виконуватись отворами розмірами 0,05 x 0,25 м в спільних стінках.

Нижня розподільна система, проектується, трубчастою з сталевих, пластмасових або азбестоцементних труб. В нижній твірній під кутом 450 до вертикалі в шаховому порядку утворюють отвори діаметром не менше 20 мм.

Сумарна площа отворів, мм² дорівнює:

$$\sum f_0 = \frac{q_{np}}{\mu \sqrt{2g \cdot H_{np}}} \quad (3.15)$$

де q_{np} – витрати промивної води, м³/с;

$\mu = 0,62$ – коефіцієнт витрат;

H_{np} – витрачений на промивку напір, м.

$$H_{np} = \left(0,5 + \frac{e}{100} \right) H_3 + 0,3 \quad (3.16)$$

e – відносне розширення засипки, %.

Утримуюча решітка встановлюється над дном на висоті, м:

$$H_{реш} = \frac{100+e}{100} H_3 + 0,3 + D_{кол} \quad (3.17)$$

де $D_{кол}$ – діаметр колектора, м.

Висота надфільтрового простору повинна бути не менша 0,5 м, верхня крайка фільтра повинна перевищувати максимальний рівень води в фільтрі на 0,5 м.

Розглядають два режими роботи механічних фільтрів: нормальний у разі роботи всіх фільтрів з періодичним відключенням одного на промивання і форсований, коли один фільтр в ремонті, а другий періодично відключають на промивання.

Розрахункову швидкість фільтрування за нормального режиму роботи фільтрів (усі фільтри працюють, один перебуває в резерві) ω'_n визначають із рівняння:

$$\omega'_n = \frac{n \times P \times 1000}{24 \times C_{oc}}, \text{ м/год} \quad (3.18)$$

де n – кількість необхідних для кожного фільтра промивань за добу; для одного фільтра кількість промивань повинна бути не більше 3;

C_{oc} – концентрація завислих часток у воді, що надходить на фільтрування, мг/л;

P – брудоемність завантаження, кг/м². Брудоемність фільтруючого завантаження шаром 1 м за фракційного складу 0,6–1,4 мм становить в середньому 2,5 кг/м².

Розрахункову сумарну площу фільтрування F' визначають із рівняння:

$$F' = \frac{Q \times \alpha}{\omega'_n}, \text{ м}^2 \quad (3.19)$$

де Q – продуктивність фільтрів за освітленою водою, м³/год;

α – коефіцієнт, що враховує витрату води на власні потреби механічних фільтрів, орієнтовно приймають рівним 1,1, потім уточнюють.

Площу фільтрування F_{ϕ} і діаметр кожного фільтра d_{ϕ} визначають шляхом вибору відповідної площі фільтрування і діаметра стандартних фільтрів, що випускаються заводами.

Розрахункову площу одного фільтра визначають за рівнянням:

$$F'_{\phi} = \frac{F'}{\alpha - 1}, \text{ м}^2 \quad (3.20)$$

де $(\alpha - 1)$ – кількість працюючих фільтрів; один фільтр перебуває в резерві.

Вибирають стандартний фільтр, що має найближче значення площі фільтрування F_{ϕ} , і приймають фактичні значення діаметра фільтра d_{ϕ} та площі фільтрування. Площі фільтрування стандартних фільтрів насипного типу залежно від діаметра наведено в табл. 3.2.

Таблиця 3.2 – Діаметри та площі фільтрування стандартних фільтрів

Діаметр фільтра, d_{ϕ} , мм	700	1000	1500	2000	2600	3000	3400
Площа фільтрування, F_{ϕ} , м ²	0.39	0.76	1.72	3.1	5.2	6.95	9.1

Для обраних стандартних фільтрів визначають фактичну швидкість фільтрування за нормального режиму (усі фільтри працюють, один у резерві) за формулою:

$$\omega_n = \frac{Q + q}{F_{\phi} \times (\alpha - 1)} \quad (3.21)$$

де q – середньогодинна витрата води на власні потреби, м³/год.

Швидкість фільтрування у разі форсованого режиму (один фільтр перебуває на промиванні та один фільтр – у резерві) визначають із рівняння:

$$\omega_{\phi} = \frac{Q + q}{F_{\phi} \times (\alpha - 2)} \quad (3.22)$$

де 2 – число відключених фільтрів.

Якщо отримане значення ω_n або ω_{ϕ} перевищує швидкість фільтрування за відповідного режиму, припустиму в табл. 3.3, необхідно збільшити діаметр фільтра або кількість установлених фільтрів.

Витрата води на одне відмивання механічного фільтра:

$$d = \frac{60 \times i \times t \times F_{\phi}}{1000}, \text{ м}^3/\text{год} \quad (3.23)$$

де i – інтенсивність розпушуючого промивання фільтра, л/(с·м²);

t – тривалість розпушуючого промивання фільтра, хв.

Значення i та t приймають за табл. 3.3 залежно від використовуваного типу завантаження фільтра.

Таблиця 3.3 – Загальні дані для всіх варіантів розрахунків

Параметр	Завантаження фільтра	
	кварцовий пісок	антрацит
Діаметр фільтруючого матеріалу, мм	0.5–1.2	0.6–1.4
Висота фільтруючого шару, м	1.0	1.0
Насипна маса фільтруючого матеріалу	1.6	0.8
Швидкість фільтрування, м/год		
нормальний режим	5	5
форсований режим	7.5	7.5
Інтенсивність розпушуючого промивання, л/(с·м ²)	12	12
Тривалість розпушуючого промивання, хв	20	20

Середньогодинна витрата води на власні потреби:

$$q = \frac{d \times n \times (a - 1)}{24}, \text{ м}^3/\text{год} \quad (3.24)$$

3.4 Алгоритм розрахунку механічного фільтра

Приклад 1. Розрахувати механічний фільтр якщо, витрата очищеної води $Q = 4 \text{ м}^3/\text{год}$, концентрація завислих часток у воді $C_{oc} = 20 \text{ мг/л}$, число промивань фільтра в добу $n = 2$, кількість установлюваних фільтрів $a = 5$.

Розв'язок. 1. Визначають розрахункову швидкість фільтрування у разі нормального режиму за рівнянням (3.18):

$$\omega'_n = \frac{2 \times 2,5 \times 1000}{24 \times 20} = 10,42 \text{ м/год}$$

2. Визначають розрахункову сумарну площу фільтрування за рівнянням (3.19):

$$F' = \frac{4 \times 1,1}{10,42} = 0,42 \text{ м}^2$$

3. Приймають загальну кількість установлюваних фільтрів. За умовою загальна кількість установлюваних фільтрів $a = 5$.

4. Визначають розрахункову площу одного фільтра за рівнянням (3.20):

$$F'_\phi = \frac{0,42}{5 - 1} = 0,105 \text{ м}^2$$

5. Приймають фактичне значення площі фільтрування одного фільтра за табл. 3.2 (приймають найближче до розрахункового значення площі фільтрування стандартного фільтра):

$$F_\phi = 0,39 \text{ м}^2; d_\phi = 700 \text{ мм}$$

6. Визначають витрату води на промивання одного механічного фільтра за рівнянням (3.23):

$$d = \frac{60 \times 12 \times 20 \times 0,39}{1000} = 5,616 \text{ м}^3/\text{год}$$

7. Визначають середньогодинну витрату води на власні потреби за рівнянням (3.24):

$$q = \frac{5,616 \times 2 \times (5 - 1)}{24} = 1,872 \text{ м}^3/\text{год}$$

8. Визначають фактичну швидкість фільтрування у разі нормального режиму за рівнянням (3.21):

$$\omega_n = \frac{4 + 1,872}{0,39 \times (5 - 1)} = 3,76 \text{ м/год}$$

9. Якщо фактична швидкість фільтрування перевищує швидкість фільтрування за нормального режиму, припустиму в табл. 3.3, збільшують діаметр фільтра або кількість фільтрів і знову проводять розрахунки:

$$3,76 < 5 \text{ м/год}$$

10. Визначають швидкість фільтрування у разі форсованого режиму за рівнянням (3.22):

$$\omega_f = \frac{4 + 1,872}{0,39 \times (5 - 2)} = 5,02 \text{ м/год}$$

11. Якщо отримане значення перевищує швидкість фільтрування за форсованого режиму, припустиму в табл. 3.3, збільшують діаметр фільтра або кількість фільтрів і знову проводять розрахунки:

$$5,02 < 7,5 \text{ м/год}$$

Результати розрахунків заносимо в табл. 3.4.

Таблиця 3.4 – Результати розрахунків

Найменування показників	Позначення	Значення
1. Витрата очищеної води, м ³ /год	Q	4
2. Витрата води на власні потреби, м ³ /год	q	1.872
3. Концентрація завислих речовин у воді, мг/л	C _{ос}	20
4. Загальна кількість установлених фільтрів	a	5
5. Діаметр фільтрів, мм	d _ф	700
6. Швидкість фільтрації: за нормального режиму роботи фільтрів, м/год	ω _н	3.76
за форсованого режиму, м/год	ω _ф	5.02
7. Число регенерацій кожного фільтра в добу	n	2

3.5 Завдання для самостійної роботи 3

Завдання 1. Дані загальні для всіх варіантів розрахунків наведено в табл. 3.3. Вихідні дані для різних варіантів розрахунків механічного фільтра наведено в табл. 3.5.

Таблиця 3.5 – Вихідні дані для розрахунків механічного фільтра

№ вар.	Витрата очищеної води, Q, м ³ /год	Концентрація завислих речовин у воді, C _{ос} , мг/л	Число промивань фільтра в добу, n	Кількість установлюваних фільтрів, a
1	2	3	4	5
1	200	75	3	7

Продовження таблиці 3.5

1	2	3	4	5
2	30	100	3	5
3	60	100	3	5
4	100	100	3	5
5	150	100	3	6
6	30	10	1	5
7	60	10	1	4
8	100	10	1	4
9	150	10	1	5
10	200	10	1	6
11	30	30	1	5
12	60	30	1	4
13	100	30	1	4
14	150	30	1	5
15	200	30	1	6
16	30	50	1	5
17	60	50	1	4
18	100	50	1	4
19	150	50	1	5
20	200	50	1	6

4 Використання методу коагуляції в технології водопідготовки

4.1 Теоретичні положення

Одним з найширше застосовуваних на практиці прийомів зниження вмісту у воді колоїдно-розчинних і грубодисперсних домішок є седиментація (осадження) під дією сил тяжіння. Однак колоїдно-розчинні домішки, що обумовлюють мутність і кольоровість природних вод, відрізняються малими розмірами, внаслідок чого їх осадження відбувається вкрай повільно, оскільки сили дифузії превалюють над силами тяжіння. Тому колоїдні домішки води мають певну агрегативну стійкість. Однак під час нагрівання або заморожування, у разі додавання в воду електролітів, у разі накладення магнітного поля агрегативна стійкість домішок порушується, тобто відбувається їх коагуляція.

Коагуляція домішок води – це процес укрупнення дрібних колоїдних частинок, що відбувається внаслідок їх взаємного злипання під дією сил молекулярного тяжіння. Коагуляція завершується утворенням видимих неозброєним оком агрегатів (пластівців) і відділенням їх від рідкого середовища.

У практиці водопідготовки для очищення природних вод застосовують хімічний метод коагулювання, який ґрунтується на введенні в систему електроліта – коагулянта. Дія коагулянта у воді зводиться до трьох основних процесів:

- коагуляція;
- флокуляція;
- співосадження і сорбція.

Спочатку, у разі внесення в оброблювану воду коагулянта (алюмінію сульфату, залізного купоросу і ін.), відбувається його дисоціація на іони металу і аніони сильних кислот. Іони металу, беручи участь в обміні з катіонами дифузного шару колоїдних домішок води, сприяють зниженню їх агрегативної стійкості і внаслідок цього стискуванню дифузного шару. В результаті формуються пластівці (у вигляді ланцюжків) з одного реагенту, оскільки зазвичай в природних водах умови для його коагулювання більш сприятливі, ніж для домішок води.

Потім на поверхні сформованих пластівців коагулянта адсорбуються колоїдні та істинно розчинені домішки води. У свою чергу, ланцюжки коагулянта можуть прилипати до поверхні великих домішок і укрупнюватися під час взаємного зіткнення. В кінцевому рахунку утворюються глобули (пластівці). Це явище носить назву флокуляції (укрупнення частинок). Крім того, на поверхні пластівців можуть адсорбуватися розчинені органічні речовини, що зумовлюють присмаки і запахи води, чим досягається певна її дезодорація.

Останнім етапом процесу коагуляції є співосадження укрупнених частинок коагулянта спільно з іншими дисперсними домішками води.

В якості реагентів для коагуляції (коагулянтів) найчастіше використовують глинозем $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, залізний купорос $\text{FeSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$, феруму хлорид $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ та феруму сульфат $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$.

Під час додавання до води алюмінію сульфату відбувається його гідроліз з утворенням важкорозчинного алюмінію гідроксиду, який сприяє злипанню колоїдних частинок і появи в об'ємі води пластівчастої великої суспензії.



Оскільки природні води мають запас лужності, то введений катіон алюмінію взаємодіє також з гідрогенкарбонатами з утворенням алюмінію гідроксиду:



Алюмінію гідроксиди утворюють у воді солі з позитивним зарядом на гранулі. Ці колоїдні частинки підсилюють загальну коагулюючу дію введених солей.

У разі нестачі лужного резерву до води додають вапно або соду (підлугування). Оптимально підлугування виробляти вапном, оскільки в цьому випадку не утворюється вуглекислота і виходить найвище значення рН води. Процес коагулювання домішок води можна поліпшити шляхом видалення вуглекислоти з зони реакції продуванням повітрям.

У практиці водопідготовки найбільше поширення в якості коагулянта отримав алюмінію сульфат. Алюмінію сульфат $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ – неочищений технічний продукт у вигляді шматків сірувато-зеленого кольору, які одержують шляхом оброблення бокситів, нефелінів або глин сульфатною кислотою.

Він повинен мати не менше 9 % Al_2O_3 , що відповідає вмісту близько 30 % чистого алюмінію сульфату. Він також містить близько 30 % нерозчинних домішок і до 35 % води.

Очищений алюмінію сульфат одержують у вигляді плит сірувато-перламутрового кольору з неочищеного продукту або глинозему розчиненням в сульфатній кислоті. Він повинен мати не менше 13,5 % Al_2O_3 , що відповідає вмісту 45 % алюмінію сульфату. Обидва розглянутих коагулянти перевозяться навалом в закритих залізничних вагонах.

Для оброблення води випускають також 23–25 % розчин алюмінію сульфату. У разі його застосування відпадає необхідність у спеціальному обладнанні для розчинення коагулянта, а також спрощуються та здешевлюються вантажно-розвантажувальні роботи і транспортування.

Очищення природних вод від завислих речовин і колоїдних домішок проводять в освітлювачах із шаром завислого осаду типів ВТИ, ЦНИИ-2 або ЦНИИ-3, які працюють успішно тільки за умови попереднього оброблення води коагулянтом. Освітлювачі забезпечують більш високий ефект освітлення води і мають більш високу продуктивність, ніж відстійники. Якість коагульованої води залежить від складу вихідної води і дотримання оптимальних умов коагуляції в освітлювачі. У разі нормальної роботи освітлювача, налагодженої технології коагуляції якість коагульованої води зазвичай одержують такою:

- залишкова перманганатна окисність становить 40–30 % вихідної величини;
- вміст завислих речовин до 10 мг/л;
- прозорість води за шрифтом не менше 30 см;
- залишковий вміст сполук 10–40 % вихідної величини;

- залишковий вміст феруму 0,03–0,3 мг/л;
- залишковий вміст алюмінію менше 0,05 мг/л.

4.2 Алгоритм розрахунку оптимальної дози коагулянта

Оптимальну дозу коагулянта можна розрахувати залежно від каламутності води за емпірично встановленою формулою:

$$D_k = 3,5\sqrt{M}, \text{ г/м}^3 \quad (4.3)$$

де D_k – доза коагулянта – безводного алюмінію сульфату $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, г/м³;
 M – каламутність вихідної води, мг/л.

Дозу технічного $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ розраховують за такою формулою:

$$D_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} = \frac{100 \times D_k}{a_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3}}, \text{ г/м}^3 \quad (4.4)(16)$$

де $a_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3}$ – вміст $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ у технічному алюмінію сульфаті, %.

Як коагулянт використовують алюмінію сульфат, що містить 45 % алюмінію сульфату, а також близько 20 % нерозчинних домішок і до 35 % води.

Площу поперечного перерізу контактної зони освітлювача визначають за формулою:

$$F_{\text{кс}} = \frac{Q}{3,6 \times v_0}, \text{ м}^2 \quad (4.5)$$

де Q – продуктивність освітлювача, м³/год;

v_0 – розрахункова швидкість висхідного руху води на виході з контактної зони, мм/с.

$$v_0 = (0,6 + 0,02 \times t) \times (1 - 3,5 \times C_0) \times v_{\text{ч}} \quad (4.6)$$

де t – температура води, що піддається очищенню, °С;

C_0 – об'ємна концентрація шламу в контактній зоні освітлювача, мл/мл;

$v_{\text{ч}}$ – умовна швидкість вільного осадження частинок шламу, мм/с.

Значення $v_{\text{ч}}$ приймають за табл. 4.1 залежно від параметру $a_{\text{к}}$, який є процентним вмістом $\text{Al}(\text{OH})_3$ в осаді, що утворюється.

Таблиця 4.1 – Значення параметрів осаду залежно від кількості в ньому $\text{Al}(\text{OH})_3$

Величина $a_{\text{к}}$, мас. %	Показники властивостей суспензії за температури 20°С		
	$v_{\text{ч}}$, мм/с	γ_0 , г/л	$100 \cdot \alpha$, см ⁻¹
3	2,25	85	1,7
5	2,15	65	2,9
10	1,95	64	5,5
20	1,7	15	7,5
30	1,45	6	8,1
40	1,2	4,4	8,4
50	1,0	3,5	8,5
60	0,9	2,6	8,6
70	0,85	2,4	8,65
80	0,8	2,3	8,7
90	0,75	2,2	8,75
100	0,7	2,0	8,8

У разі використання для коагуляції алюмінію сульфату:

$$a_k = \frac{100 \times P_{Al(OH)_3}}{P_{Al(OH)_3} + M + P_{н.д.}}, \% \quad (4.7)$$

де $P_{Al(OH)_3}$ – маса алюмінію гідроксиду, який виділився в осад, г/м³;

$P_{н.д.}$ – кількість нерозчинних домішок, що містяться в технічному алюмінію сульфаті, г/м³.

Маса алюмінію гідроксиду, що виділився в осад, дорівнює:

$$P_{Al(OH)_3} = \frac{M_{Al(OH)_3} \times D_k}{M_{Al_2(SO_4)_3}}, \text{ г/м}^3 \quad (4.8)$$

де $M_{Al(OH)_3}$ – молекулярна маса алюмінію гідроксиду, $M_{Al(OH)_3} = 156$ г/моль;

$M_{Al_2(SO_4)_3}$ – молекулярна маса алюмінію сульфату, $M_{Al_2(SO_4)_3} = 342$ г/моль.

Кількість нерозчинних домішок, що надходять в воду з коагулянтном, визначають за формулою:

$$P_{н.д.} = \frac{b_{н.д.} \times D_{Al_2(SO_4)_3}}{100}, \text{ г/м}^3 \quad (4.9)$$

де $b_{н.д.}$ – вміст нерозчинних домішок в технічному алюмінію сульфаті, %, приймають за табл. 4.3.

Об'ємну концентрацію шламу в контактній зоні освітлювача визначають за рівнянням:

$$C_0 = \frac{1}{\alpha_c} \times \sqrt{\frac{\Pi}{(100 + 1,65 \times t) \times H_c}}, \text{ мл/мл} \quad (4.10)$$

де Π – прозорість води за «хрестом»;

α_c – коефіцієнт моделювання концентрації суспензії в контактному середовищі освітлювача;

H_c – приведена висота зони контактного середовища освітлювача, см.

Прозорість води Π на виході з освітлювача визначають за таким рівнянням:

$$\Pi = \frac{880}{M_0} \quad (4.11)$$

де M_0 – каламутність очищеної води на виході з освітлювача, мг/л.

Таблиця 4.2 – Значення параметрів осаду залежно від кількості в ньому $Al(OH)_3$

D_{oc}, M	4	6	8	10	12	14	16
α_c	1,0	0,93	0,88	0,85	0,82	0,8	0,78

Значення α_c приймають залежно від діаметра освітлювача за табл. 4.2.

Приведену висоту контактної зони освітлювача приймають рівною $H_c = 200$ см.

Питому площу поперечного перерізу шламоуцільнювача у відсотках від площі поперечного перерізу контактної зони освітлювача визначають за формулою:

$$B = \frac{100 \times G_{oc}}{\gamma_0 \times C_0} - q_{пр}, \% \quad (4.12)$$

де G_{oc} – кількість осаду, що утворюється, г/м³;

γ_0 – умовна об'ємна маса частинок в контактній зоні освітлювача, г/м³;

C_0 – об’ємна концентрація осаду в контактній зоні освітлювача, мл/мл;
 $q_{пр}$ – розмір продування, % від розрахункової продуктивності освітлювача.
 Кількість осаду, що утворюється в процесі коагуляції, визначають з рівняння:

$$G_{oc} = M + P_{Al(OH)_3} + P_{н.д.}, \text{ г/м}^3 \quad (4.13)$$

Площу поперечного перерізу шламоущільнювача визначають за формулою:

$$F_{шу} = \frac{F_{кc} \times B}{100}, \text{ м}^2 \quad (4.14)$$

Діаметр шламоущільнювача дорівнює:

$$d_{шу} = \sqrt{\frac{4 \times F_{шу}}{\pi}}, \text{ м} \quad (4.15)$$

Площа поперечного перерізу освітлювача становитиме:

$$F_{oc} = F_{кc} + F_{шу}, \text{ м}^2 \quad (4.16)$$

Діаметр освітлювача визначають за формулою:

$$d_{oc} = \sqrt{\frac{4 \times F_{oc}}{\pi}}, \text{ м} \quad (4.17)$$

Висота робочої зони освітлювача (контактної зони і зони освітлення води) розраховують за формулою:

$$H_{oc} = H_{кc} + H_{з.ос}, \text{ м} \quad (4.18)$$

де $H_{з.ос}$ – висота зони освітлення, приймають рівною 200–250 см

Розрахунковий розмір продування освітлювача становить:

$$Q_{пр} = \frac{G_{oc} \times Q}{1000 \times \gamma_1}, \text{ м}^3/\text{год} \quad (4.19)$$

де γ_1 – ваговий вміст твердої фази в ущільненому осаді, г/л.

Ваговий вміст твердої фази в ущільненому осаді розраховують за формулою:

$$\gamma_1 = \frac{\alpha \times p_1 \times \tau}{\ln\left(\frac{\alpha \times p_1 \times \tau}{\gamma_0}\right)}, \text{ г/л} \quad (4.20)$$

де α – коефіцієнт ущільнення осаду, см^{-1} ;

τ – час накопичення осаду;

$$p_1 = \frac{0,6 \times G_{oc} \times Q}{10 \times F_{шу}}, \text{ г/см}^2 \quad (4.21)$$

Добова витрата технічного алюмінію сульфату:

$$G_{доб}^к = \frac{24 \times D_{Al_2(SO_4)_3} \times (Q + Q_{пр})}{1000}, \text{ кг/добу} \quad (4.22)$$

4.3 Алгоритм розрахунку освітлювача

Розрахувати освітлювач, якщо продуктивність освітлювача $Q = 60 \text{ м}^3/\text{год}$; каламутність вихідної води $M = 120 \text{ г/м}^3$; коефіцієнт моделювання концентрації

суспензії в контактному середовищі освітлювача $\alpha_c = 0,95$, продування освітлювача $q_{пр} = 0,24$ %.

Розрахунок освітлювача проводять в такому порядку:

1. За рівнянням (4.3) визначають дозу 100 % коагулянта $Al_2(SO_4)_3$:

$$D_k = 3,5\sqrt{M} = 3,5\sqrt{120} = 38,34 \text{ г/м}^3$$

2. За рівнянням (4.4) визначають дозу технічного продукту; значення $a_{Al_2(SO_4)_3}$ приймають за табл. 4.3, $a_{Al_2(SO_4)_3} = 45$ %:

$$D_{Al_2(SO_4)_3} = \frac{100 \times D_k}{a_{Al_2(SO_4)_3}} = \frac{100 \times 38,34}{45} = 85,2 \text{ г/м}^3$$

3. За формулою (4.8) визначають масу алюмінію гідроксиду, що виділився в осад:

$$P_{Al(OH)_3} = \frac{M_{Al(OH)_3} \times D_k}{M_{Al_2(SO_4)_3}} = \frac{156 \times 38,34}{342} = 17,49 \text{ г/м}^3$$

Таблиця 4.3 – Технологічні дані для розрахунку освітлювача

Найменування показників	Позначення	Значення
1. Вміст $Al_2(SO_4)_3$ у технічному алюмінію сульфаті, %	$a_{Al_2(SO_4)_3}$	45
2. Температура води, що піддається очищенню, °C	t	30
3. Вміст нерозчинних домішок в технічному алюмінію сульфаті, %	$b_{н.д.}$	20
4. Каламутність очищеної води на виході з освітлювача, мг/л	M_0	10
5. Приведена висота контактної зони освітлювача, см	H_c	200
6. Висота зони освітлення, см	$H_{з.ос.}$	200
7. Час накопичення осаду	τ	6

4. За рівнянням (4.9) розраховують кількість нерозчинних домішок, що надходять в воду з коагулянтном, значення $b_{н.д.}$ приймають за табл. 4.3, $b_{н.д.} = 20$ %:

$$P_{н.д.} = \frac{b_{н.д.} \times D_{Al_2(SO_4)_3}}{100} = \frac{20 \times 85,2}{100} = 17,04 \text{ г/м}^3$$

5. За рівнянням (4.7) визначають вміст $Al(OH)_3$ в осаді, що утворюється:

$$a_k = \frac{100 \times P_{Al(OH)_3}}{P_{Al(OH)_3} + M + P_{н.д.}} = \frac{100 \times 17,49}{17,49 + 120 + 17,04} = 11,32 \%$$

6. Відповідно до отриманого значення a_k за табл. 4.1 за допомогою інтерполяції визначають:

– умовну швидкість вільного осадження частинок шламу $v_{ч} = 1,917$ мм/с;

– умовну об'ємну масу частинок в контактній зоні освітлювача $\gamma_0 = 57,532$ г/л;

– коефіцієнт моделювання концентрації суспензії в контактному середовищі освітлювача $100 \cdot \alpha = 5,764 \text{ см}^{-1}$; $\alpha = 0,05764 \text{ см}^{-1}$.

7. За рівнянням (4.11) розраховують прозорість води на виході з освітлювача, значення M_0 приймають за табл. 4.3, $M_0 = 10$ г/м³:

$$\Pi = \frac{880}{M_0} = \frac{880}{10} = 88 \text{ см}$$

8. За рівнянням (4.10) розраховують об'ємну концентрацію шламу в контактній зоні освітлювача; значення t і H_c приймають за табл. 10.9; $t = 30$ °С, $H_c = 200$ см:

$$C_0 = \frac{1}{\alpha_c} \times \sqrt{\frac{\Pi}{(100 + 1,65 \times t) \times H_c}} =$$

$$= \frac{1}{0,95} \times \sqrt{\frac{88}{(100 + 1,65 \times 30) \times 200}} = 0,057 \text{ мл/мл}$$

9. За рівнянням (4.6) визначають розрахункову швидкість висхідного руху води на виході з контактної зони:

$$v_0 = (0,6 + 0,02 \times t) \times (1 - 3,5 \times C_0) \times v_q =$$

$$(0,6 + 0,02 \times 30) \times (1 - 3,5 \times 0,057) \times 1,917 = 1,84 \text{ мм/с}$$

10. За рівнянням (4.5) розраховують площу поперечного перерізу контактної зони освітлювача:

$$F_{kc} = \frac{Q}{3,6 \times v_0} = \frac{60}{3,6 \times 1,84} = 9,06 \text{ м}^2$$

11. За формулою (4.13) визначають кількість осаду, що утворюється в процесі коагуляції:

$$G_{oc} = M + P_{Al(OH)_3} + P_{н.д.} = 120 + 17,49 + 17,04 = 154,53 \text{ г/м}^3$$

12. За рівнянням (4.12) визначають питому площу поперечного перерізу шламоушільнювача у відсотках від площі поперечного перерізу контактної зони освітлювача:

$$B = \frac{100 \times G_{oc}}{\gamma_0 \times C_0} - q_{пр} = \frac{100 \times 154,53}{1000 \times 57,532 \times 0,057} - 0,24 = 1,15 \%$$

13. За рівнянням (4.14) визначають площу поперечного перерізу шламоушільнювача:

$$F_{шу} = \frac{F_{kc} \times B}{100} = \frac{9,06 \times 1,15}{100} = 0,1 \text{ м}^2$$

14. За рівнянням (4.15) розраховують діаметр шламоушільнювача:

$$d_{шу} = \sqrt{\frac{4 \times F_{шу}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,1}{3,14}} = 0,36 \text{ м}$$

15. За рівнянням (4.16) визначають площу поперечного перерізу освітлювача:

$$F_{oc} = F_{kc} + F_{шу} = 9,06 + 0,1 = 10,06 \text{ м}^2$$

16. За формулою (4.17) розраховують діаметр освітлювача:

$$d_{oc} = \sqrt{\frac{4 \times F_{oc}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 10,06}{3,14}} = 3,58 \text{ м}$$

17. За рівнянням (4.18) визначають висоту робочої зони освітлювача, значення висоти зони освітлення $H_{з.ос.}$ приймають за табл. 4.3; $H_{з.ос.} = 200$ см:

$$H_{oc} = 200 + 200 = 400 \text{ см}$$

18. За рівнянням (4.21) розраховують вміст твердої фази на одиницю площі шламоущільнювача:

$$p_1 = \frac{0,6 \times G_{oc} \times Q}{10 \times F_{шу}} = \frac{0,6 \times 154,53 \times 60}{10 \times 0,1} = 5563,08 \text{ г/см}^2$$

19. За рівнянням (4.20) розраховують ваговий вміст твердої фази в ущільненому осаді:

$$\gamma_1 = \frac{\alpha \times p_1 \times \tau}{\ln\left(\frac{\alpha \times p_1 \times \tau}{\gamma_0}\right)} = \frac{0,05764 \times 5563,08 \times 6}{\ln\left(\frac{0,05764 \times 5563,08 \times 6}{57,532}\right)} = 548,16 \text{ г/л}$$

20. За формулою (4.19) визначають величину продування освітлювача:

$$Q_{пр} = \frac{G_{oc} \times Q}{1000 \times \gamma_1} = \frac{154,53 \times 60}{1000 \times 548,16} = 0,017 \text{ м}^3/\text{год}$$

21. За рівнянням (4.22) визначають добову витрату коагулянту:

$$G_{доб}^к = \frac{24 \times D_{Al_2(SO_4)_3} \times (Q + Q_{пр})}{1000} = \frac{24 \times 85,2 \times (60 + 0,017)}{1000} = 122,72 \text{ кг/добу}$$

Результати розрахунків заносимо в табл. 4.4.

Таблиця 4.4 – Результати розрахунків

Найменування показників	Позначення	Значення
1. Продуктивність освітлювача за очищеною водою, м ³ /год	Q	60
2. Концентрація завислих речовин, г/м ³ : у вихідній воді	M	120
в очищеній воді	M ₀	10
3. Концентрація завислих речовин у воді, мг/л	C _{oc}	20
4. Кількість 100 % алюмінію сульфату, витраченого на коагуляцію, г/м ³	D _к	38,34
5. Добова витрата коагулянта, кг/добу	G _{доб} ^к	122,72
6. Розрахункова швидкість висхідного руху води на виході з контактної зони, мм/с	v _o	1,84
7. Діаметр, м: шламоущільнювача	d _{шу}	0,36
освітлювача	d _{oc}	3,58
8. Величина продування освітлювача, м ³ /год	Q _{пр}	0,017
9. Концентрація завислих частинок в ущільненому осаді, г/л	γ ₁	548,16

4.4 Завдання для самостійної роботи 4

Розрахувати освітлювач. Дані загальні для всіх варіантів розрахунків наведено в табл. 4.3. Вихідні дані для різних варіантів розрахунків освітлювача наведено в табл. 4.5.

Таблиця 4.5 – Вихідні дані для розрахунків освітлювача

№ вар.	Продуктивність освітлювача Q, м ³ /год	Каламутність вихідної води M, г/м ³ ;	Коефіцієнт моделювання концентрації суспензії α_c	Продування освітлювача $q_{пр}$, %
1	30	100	1,0	0,1
2	60	100	1,0	0,16
3	100	100	0,96	0,28
4	150	100	0,93	0,42
5	200	100	0,9	0,55
6	30	150	1,0	0,1
7	60	150	1,0	0,16
8	100	150	0,96	0,28
9	150	150	0,93	0,42
10	200	150	0,9	0,55
11	30	200	1,0	0,1
12	60	200	1,0	0,16
13	100	200	0,96	0,28
14	150	200	0,93	0,42
15	200	200	0,9	0,55
16	30	250	1,0	0,1
17	60	250	1,0	0,16
18	100	250	0,96	0,28
19	150	250	0,93	0,42
20	200	250	0,9	0,55
21	30	300	1,0	0,1
22	60	300	1,0	0,16
23	100	300	0,96	0,28
24	150	300	0,93	0,42
25	200	300	0,9	0,55

5 Іонообмінний метод очищення води

5.1 Вибір технологічної схеми іонообмінного очищення води

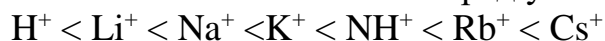
Іонний обмін застосовують при вилученні з води солей (при іонообмінному пом'якшенні та знесоленні води), для видалення з води іонів важких та кольорових металів (Zn, Cr, Ni, Cu, Pb, хроматів, молібдатів). Крім того, іонообмінні методи застосовуються для вилучення з води органічних речовин, здатних до іонізації або дисоціації у воді. Наприклад, для вилучення карбонових кислот, амінів, амонійних солей, включаючи піридин та його солі, фенолів та фенолятів, сульфових та сульфонатних сполук.

Для вилучення з води катіонів використовують катіоніти, аніонів – аніоніти. Процес іонного обміну – це процес вилучення певного виду іонів із розчину при їх заміні на іони того ж знаку в іонообмінному матеріалі. Іонообмінний матеріал або іонообмінна смола – це нерозчинна у воді речовина, частіше за все органічний полімер, на поверхні якого є хімічно зв'язані із нерозчинним матеріалом функціональні групи, здатні до дисоціації. Ці групи називаються потенціалвизначаючими іонами. Іони, які компенсують заряд фіксованих іонів або потенціалвизначаючих іонів, називаються протиіонами.

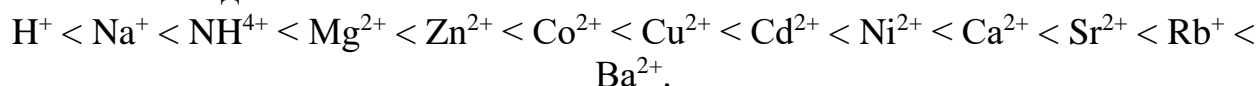
Процес іонного обміну – це процес заміни протиіонів, що знаходяться поблизу поверхні іоніту на протиіони, які знаходяться в розчині. Рушійною силою процесу є селективність іоніту по певних іонах. Як правило, в процесі іонного обміну двозарядні іони краще сорбуються за однозарядні і завжди витісняють останні з іоніту. В свою чергу, тризарядні іони краще сорбуються, ніж двозарядні і т.д. Пов'язано це з більш сильним електростатичним притягуванням полізарядних іонів порівняно з однозарядним:



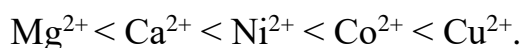
У ряду іонів з однаковим зарядом краще сорбуються іони з меншим радіусом гідратної оболонки або із більшим власним радіусом:



За наявності в стічних водах складної суміші катіонів велике значення має селективність їх сорбції катіонітами. Для визначення найменш сорбованих катіонів при обміні на катіоніті КУ-2 слід брати до уваги ряд катіонів за енергією їх витіснення одним іншим:



При обміні на слабкокислому катіоніті КБ-4 встановлено такий ряд селективності катіонів:



Визначено аналогічний ряд селективності аніонів на сильноосновних аніонітах: силікати < борати < фосфати.

Іоніти, в залежності від типу протиіонів, поділяють на катіоніти, аніоніти та поліамфоліти. У **катіонітах** фіксованими групами є карбоксильні, фосфонатні, сульфонатні кислотні групи. Потенціалвизначаючими є аніони, а протиіонами – катіони. В залежності від сили кислотної групи, привитої на полімер, катіоніти поділяють на:

- 1) слабокислотні (карбоксильні групи);
- 2) катіоніти середньої сили (фосфонатні групи);
- 3) сильнокислотні (сульфонатні групи).

Аніоніти – це іонообмінні матеріали, з поверхнею яких зв'язані амінні або амонійні групи - це групи катіонного характеру. Протионами в них є аніони.

Аніоніти поділяються на:

- 1) низькоосновні (містять первинні, вторинні та третинні аміногрупи);
- 2) аніоніти середньої сили (містять амінні та амонійні групи);
- 3) високоосновні аніоніти (містять четвертинні амонійні групи).

Іоніти, до полімерної матриці яких приєднані катіонні та аніонні групи, називаються **поліамфолітами**.

У залежності від типу протионів, які знаходяться в іоніті, визначають форму іоніту. Катіоніт може бути в кислій або сольовій формі, аніоніт – в основній або сольовій формі.

За своїми технологічними властивостями іоніти мають суттєві відмінності (табл. 5.1).

Таблиця 5.1 – Технологічна характеристика іонообмінних матеріалів

Марка іоніту	Розмір зерен, мм	Насипна маса, т/м ³		Повна обмінна ємність, г-екв/м ³
		Товарного продукту	у набряклому стані	
Катіоніти				
Сульфовугілля 1-го гатунку				
крупний СК -1	0,5–1,2	0,67–0,7	–	500
дрібний СМ-1	0,25–0,7	0,69–0,79	–	570
Катіоніт КУ-1	0,3–2,0	0,6–0,73	0,33	650
Катіоніт КУ-2-8	0,315–1,25	0,7–0,88	0,34	1700
Катіоніт КБ-4-П2	0,25–1,0	0,68–0,82	0,17–0,33	2800
Аніоніти				
Аніоніт АН-31	0,4–2,0	0,72–0,75	0,31	1500
Аніоніт АВ-17-8	0,355–1,25	0,74	0,33	800

В процесі водопідготовки застосовують катіоніти: сульфовугілля (найдешевший), катіоніт КУ-2 (термостійкий), рідше катіоніт КУ-1 і слабокислотні КБ-4-П2. Сильнокислотні катіоніти КУ-2 і КУ-1 незначно знижують обмінну ємність зі зниженням рН < 7. Слабокислотні катіоніти виявляють здатність до обміну іонів за рН > 7.

В процесі експлуатації іонообмінних фільтрів завжди реалізуються стадії сорбції та регенерації фільтру. Порядок роботи фільтру наступний:

- фільтрування води з вилученням певних іонів;
- відключення іонообмінного фільтру на регенерацію після насичення його іонами;
- спущення іонообмінного матеріалу зворотнім током води перед регенерацією;

- регенерація іонообмінного фільтру;
- промивка фільтру після регенерації.

Технологічна схема іонообмінного очищення води залежить головним чином від іонного складу води та витрати води. Коли витрата незначна, то фільтри можуть бути компактними, а установки регенерації фільтрів можуть бути за межами цеху, де застосовується іонний обмін. При великих витратах води (> 1000 м³/добу) регенерація проводиться на місці використання іонообмінних установок. В тому випадку, коли вода містить різні катіони із різним зарядом, може бути одно-, дво- та триступеневе катіонування. На першій стадії катіонування затримуються катіони з максимальним зарядом, а на останній – однозарядні катіони. Для видалення однозарядних катіонів використовують сильнокислотні катіоніти в Н⁺-формі, для вилучення дво- та тризарядних катіонів можуть використовуватись слабкокислотні катіоніти та катіоніти середньої сили, а інколи і сильнокислотні катіоніти в Na⁺- або Н⁺-формі (в залежності від умов очищення).

Слабокислотні катіоніти та катіоніти середньої сили ефективно сорбують катіони, коли знаходяться в Н⁺-формі, лише за наявності в розчині в достатніх кількостях гідрокарбонатних аніонів. За наявності гідрокарбонатів при переході протонів у розчин утворюється вугільна кислота, яка виділяється з розчину у вигляді вуглекислого газу, що запобігає підкисленню води.

Слабокислотні катіоніти в основному добре сорбують іони важких та кольорових металів. Вони мають дещо вищу селективність по іонах важких металів в порівнянні з іонами кальцію та магнію, що дозволяє при їх застосуванні в присутності солей жорсткості води видаляти важкі та кольорові метали.

Як правило, слабкокислотні катіоніти та катіоніти середньої сили є дорогими і дефіцитними на ринку України, тому часто застосовують двоступеневе катіонування з використанням на обох стадіях сильнокислотного катіоніту. На першій стадії катіоніт може використовуватись в кислій або сольовій формі та змішаній кисло-сольовій формі. На другій стадії – завжди в кислій формі.

Головна перешкода застосування сильнокислотних катіонітів на першій стадії катіонування – це складність процесу регенерації цих іонітів від дво- та тризарядних катіонів. Селективність катіоніту по цих іонах досить висока, тому необхідно використовувати значний надлишок реагенту при регенерації. Ємність сильнокислотних катіонітів по одно- та двозарядним катіонам досить велика.

При вилученні аніонів з води, в залежності від якості води та вимог до очищеної води, може бути використано одно- та двоступеневе аніонування. Як правило, стадія аніонування йде після стадії катіонування. Коли у воді присутні лише аніони сильних кислот або коли немає обмежень щодо вмісту аніонів слабких кислот, застосовують одноступеневе аніонування з використанням низькоосновних аніонітів. Ці аніоніти легко регенеруються розчинами лугу або інших основних реагентів, мають значну обмінну ємність по аніонах сильних кислот. За необхідності вилучення з води залишків аніонів

слабких кислот (силікатів, боратів) застосовують високоосновні аніоніти в ОН⁻-формі на другій стадії аніонування.

Одноступінчастим Na-катіонуванням можна одержати воду з залишковою жорсткістю до 0,1 мг-екв/л, однак для одержання глибше пом'якшеної води (із залишковою жорсткістю 0,01–0,02 мг-екв/л) потрібно істотно збільшувати питому витрату солі на регенерацію фільтра, причому необхідно ретельно контролювати «проскакування» жорсткості. У схемі двоступеневого Na-катіонування всі ці недоліки усуваються і надійно забезпечується залишкова жорсткість фільтрату менше 0,01 мг-екв/л. Число ступенів катіонування визначається вимогами до обробленої води.

Розрахунок Na-катіонітових фільтрів першого ступеня

Розрахунок Na-катіонітових фільтрів починають зазвичай з підбору діаметра фільтрів, що випускаються промисловістю, за швидкістю фільтрування.

Розрахункову сумарну площу фільтрування, F' , м² визначають за рівнянням:

$$F' = \frac{Q \times \alpha}{\omega'_n} \quad (5.1)$$

де Q – продуктивність фільтрів за освітленою водою, м³/год;

α – коефіцієнт, що враховує витрату води на власні потреби механічних фільтрів, орієнтовно приймають рівним 1,1, потім уточнюють;

ω'_n – розрахункова швидкість фільтрування, м/год; приймається за табл. 5.2 залежно від жорсткості вихідної води.

Таблиця 5.2 – Розрахункова швидкість фільтрування

Жорсткість вихідної води, $J_{\text{заг}}$, мг-екв/л	1	2,5	5	7,5	10	15
Розрахункова швидкість фільтрування, ω'_n , м/год	24	22,5	20	17,5	15	10

Площа фільтрування F_ϕ і діаметр d_ϕ кожного фільтра визначають шляхом підбору відповідної площі фільтрування та діаметру стандартних фільтрів, що випускаються заводами.

Визначають розрахункову площу одного фільтра за рівнянням:

$$F_\phi = \frac{F'}{a - 1} \quad (5.2)$$

де $(a - 1)$ – кількість працюючих фільтрів. Кількість фільтрів 1 ступеня приймають не менше трьох (два працюють і один резервний).

Вибирають стандартний фільтр, який має найближче значення площі фільтрування, і приймають фактичні значення діаметра фільтра d_ϕ і площі фільтрування F_ϕ .

Площі фільтрування стандартних іонообмінних фільтрів залежно від діаметра наведено в табл. 5.3.

Таблиця 5.3 – Діаметри і площі фільтрування стандартних фільтрів

Діаметр фільтра d_{ϕ} , мм	700	1000	1500	2000	2600	3000	3400
Площа фільтрування, F_{ϕ} , м ²	0,39	0,76	1,72	3,1	5,2	6,95	9,1

Висоту шару катіоніту у фільтрі $H_{ш}$ визначають за формулою:

$$H_{ш} = \frac{24 \times Ж_{заг} \times Q}{(a - 1) \times F_{\phi} \times n \times E_{роб}^{Na}}, \text{ м} \quad (5.3)$$

де n – число регенерацій кожного фільтра у добу;

$Ж_{заг}$ – загальна жорсткість води, що надходить на Na-катіонітові фільтри, мг-екв/л;

$E_{роб}^{Na}$ – робоча обмінна ємність катіоніту під час Na-катіонування, мг-екв/м³; визначають за формулою:

$$E_{роб}^{Na} = \alpha_{еф} \times \beta_{Na} \times E_{повн} - 0,5 \times q_{пит} \times Ж_{заг} \quad (5.4)$$

де $\alpha_{еф}$ – коефіцієнт ефективності регенерації Na-катіоніту;

β_{Na} – коефіцієнт, що враховує зниження обмінної ємності катіоніту за Ca^{2+} і Mg^{2+} внаслідок впливу іонів Na^{+} , що містяться у вихідній воді;

$q_{пит}$ – питома витрата води на відмивання катіоніту, м³ на 1 м³ катіоніту;

$E_{повн}$ – повна обмінна ємність катіоніту, г-екв/м³;

0,5 – частка пом'якшення відмивної води.

Висота шару катіоніту повинна дорівнювати $H_{ш} = 1,5\text{--}2,5$ м. В іншому випадку змінюють число фільтрів, діаметр фільтрів або кількість регенерацій фільтра на добу і розрахунки повторюють знову.

Значення коефіцієнта $\alpha_{еф}$ залежить від питомої витрати NaCl на регенерацію катіоніту q_c ; визначають за табл. 5.4. У свою чергу значення q_c залежать від вихідної жорсткості води, визначають за табл. 5.5.

Значення коефіцієнта β_{Na} залежать від відношення концентрації іонів натрію в мг-екв/л у вихідній воді до її жорсткості і наведені в табл. 5.6.

Таблиця 5.4 – Залежність коефіцієнта ефективності регенерації $\alpha_{еф}$ від питомої витрати солі q_c на регенерацію

q_c , г/г-екв	100	150	200	250	300	400
$\alpha_{еф}$	0,62	0,74	0,81	0,86	0,9	0,91

Таблиця 5.5 – Питома витрата NaCl на регенерацію катіоніту

Жорсткість вихідної води $Ж_{заг}$, мг-екв/л	1	2,5	5	7,5	10	15
Питома витрата NaCl на регенерацію катіоніту q_c , г/г-екв	120	120	120	150	187,5	225

Таблиця 5.6 – Значення коефіцієнта зниження обмінної ємності катіоніту β_{Na}

$\frac{C_{Na}^{2*}}{Ж_{заг}}$	0,01	0,05	0,1	0,5	1	5	10
β_{Na}	0,93	0,88	0,83	0,70	0,65	0,54	0,5

* C_{Na} – концентрація іонів Na^+ у вихідній воді, мг-екв/л. Зазвичай концентрацію іонів натрію у воді виражають в мг/л. Щоб виразити концентрацію в мг-екв/л, потрібно це значення розділити на еквівалент натрію, тобто на 23.

Значення питомої витрати води на відмивання катіоніту $q_{пит}$ наведено в табл. 5.7, значення повної обмінної ємності катіоніту $E_{повн}$ наведено в табл. 5.1.

Регенерацію катіоніту проводять технічною повареною сіллю. Витрату 100 % повареної солі на одну регенерацію Na-катіонітового фільтра визначають за формулою:

$$Q_c^{Na} = \frac{E_{роб}^{Na} \times F_{\phi} \times H_{ш} \times q_c}{1000}, \text{ кг} \quad (5.5)$$

де q_c – питома витрата солі на регенерацію обмінної ємності катіоніту, г/г-екв.

Витрату технічної солі на добу визначають за формулою:

$$Q_{т.с} = \frac{Q_c^{Na} \times n \times (a - 1) \times 100}{p}, \text{ кг/добу} \quad (5.6)$$

де p – вміст NaCl у технічній солі, наведено в табл. 5.7, %.

Витрати води на регенерацію Na-катіонітового фільтра складаються з витрат води на розпушуюче промивання, приготування регенераційного розчину, відмивання катіоніту від продуктів регенерації та надлишку NaCl.

Розпушування шару катіоніту необхідно для усунення злежуваності та видалення подрібнених частинок катіоніту. Витрату води на одне розпушуюче промивання фільтра визначають за формулою:

$$Q_{розп} = \frac{60 \times i \times t_{розп} \times F_{\phi}}{1000}, \text{ м}^3 \quad (5.7)$$

де i – інтенсивність розпушуючого промивання фільтрів, приймають за табл. 5.7, л/см²;

$t_{розп}$ – тривалість розпушуючого промивання, приймають за табл. 5.7, хв.

Витрату води на приготування регенераційних розчинів солі визначають за рівнянням

$$Q_{р.р.} = \frac{Q_c^{Na} \times 100}{1000 \times b_{р.р.} \times \rho_{р.р.}}, \text{ м}^3 \quad (5.8)$$

де $b_{р.р.}$ – концентрація регенераційного розчину, приймають за табл. 5.7, %;

$\rho_{р.р.}$ – густина регенераційного розчину, приймають за табл. 5.7, т/м³.

Витрату води на відмивання катіоніту від продуктів регенерації визначають за рівнянням:

$$Q_{відм} = q_{пит} \times F_{\phi} \times H_{ш}, \text{ м}^3 \quad (5.9)$$

де $q_{пит}$ – питома витрата води на відмивання катіоніту, приймають за табл. 5.7, м³ на 1 м³ катіоніту.

Витрата води на одну регенерацію фільтра становить:

$$Q_{в.п.}^{\phi} = Q_{розп} \times Q_{р.р.} \times Q_{відм}, \text{ м}^3 \quad (5.10)$$

Середньогодинну витрату води на власні потреби Na-катіонітових фільтрів визначають за рівнянням:

$$Q_{\text{в.п.}} = \frac{Q_{\text{в.п.}}^{\phi} \times n \times (a - 1)}{24}, \text{ м}^3/\text{ГОД} \quad (5.11)$$

Фактична швидкість фільтрування у разі нормального режиму роботи фільтрів:

$$\omega_n = \frac{Q + Q_{\text{в.п.}}}{F_{\phi} \times (a - 1)}, \text{ м}/\text{ГОД} \quad (5.12)$$

Фактична швидкість фільтрування у разі форсованого режиму роботи фільтрів (один фільтр на регенерації і один в резерві):

$$\omega_{\phi} = \frac{Q + Q_{\text{в.п.}}}{F_{\phi} \times (a - 2)}, \text{ м}/\text{ГОД} \quad (5.13)$$

Час між регенераціями фільтра визначають з рівняння:

$$T_{Na} = \frac{24}{n} - \frac{t_{\text{рег}}^{Na}}{60}, \text{ ГОД} \quad (5.14)$$

де T_{Na} – межрегенераційний період кожного Na-катіонітового фільтра;

n – кількість регенерацій кожного фільтра за добу;

$t_{\text{рег}}^{Na}$ – час регенерації фільтра, хв.

Час регенерації фільтра визначають за формулою:

$$t_{\text{рег}}^{Na} = c + t_{\text{р.р.}} \times t_{\text{відм}}, \text{ хв} \quad (5.15)$$

де $t_{\text{розп}}$ – тривалість розпушуючого промивання, приймають за табл. 5.7, хв.;

$t_{\text{р.р.}}$ – час пропускання регенераційного розчину через фільтр, визначають за рівнянням:

$$t_{\text{р.р.}} = \frac{Q_{\text{р.р.}} \times 60}{\omega_{\text{р.р.}} \times F_{\phi}}, \text{ хв} \quad (5.16)$$

де $\omega_{\text{р.р.}}$ – швидкість пропускання регенераційного розчину, приймають за табл. 5.7, м/год.

Час відмивання від продуктів регенерації визначають за рівнянням:

$$t_{\text{відм}} = \frac{Q_{\text{відм}} \times 60}{\omega_{\text{відм}} \times F_{\phi}}, \text{ хв} \quad (5.17)$$

де відм $\omega_{\text{відм}}$ – швидкість відмивання, приймають за табл. 10.18, м/год.

Кількість фільтрів, що одночасно регенерують, визначають за рівнянням:

$$n_{\text{о.р.}} = \frac{n \times a \times t_{\text{рег}}^{Na}}{24 \times 60} \quad (5.18)$$

Розрахунок Na-катіонітових фільтрів другого ступеня

Розрахунок Na-катіонітових фільтрів другого ступеня аналогічний розрахунку фільтрів першого ступеня. На відміну від фільтрів першого ступеня під час розрахунку фільтрів другого ступеня приймають жорсткість оброблюваної води 0,1 мг-екв/л, швидкість фільтрування до 40 м/год, висоту шару катіоніту 1,5 м, питому витрату солі на регенерацію катіоніту 300–400 г/г-екв, концентрацію регенераційних розчинів 8–12 %, робочу ємність поглинання

сульфовугілля 250–300 г-екв/м³. Жорсткість фільтрату після другого ступеня На-катіонування приймають рівною 0,01 мг-екв/л.

Розрахунок стоків від Na-катіонітових фільтрів

В процесі регенерації Na-катіонітових фільтрів, крім солей, що містяться у вихідній воді, скидаються продукти регенерації фільтрів – CaCl₂ і MgCl₂, а також надлишок кухонної солі, який береться для більш глибокої регенерації фільтруючого матеріалу. Під час проведення операції розпушування можливе попадання в стік подрібненого фільтруючого матеріалу; використовується для регенерації технічна кухонна сіль містить до 7 % різних домішок, які також надходять в стік.

Кількість води, що скидається на добу від Na-катіонітових фільтрів, визначають за рівнянням:

$$Q_{\text{доб}}^{\text{Na}} = Q_{\text{в.п.}}^{\phi} + n \times (a - 1), \text{ м}^3/\text{добу} \quad (5.19)$$

Кількість продуктів регенерації CaCl₂ та MgCl₂, що скидаються за одну регенерацію фільтра, визначають за рівнянням:

$$Ж_{\text{р}} = \frac{E_{\text{роб}}^{\text{Na}} \times F_{\phi} \times H_{\text{ш}}}{1000}, \text{ кг-екв} \quad (5.20)$$

Частку солей Ca і Mg у фільтрі, що піддають регенерації, приймають в тому ж співвідношенні, в якому вони містилися у вихідній воді, наприклад, якщо у вихідній воді жорсткість кальцієва становила 70 %, то і частка кальцію в продуктах регенерації, які видаляються з фільтра, буде $g_{\text{Ca}} = 0,7$.

Кількість CaCl₂, що видаляється за одну регенерацію фільтра, визначають за рівнянням:

$$G_{\text{CaCl}_2} = Ж_{\text{р}} \times g_{\text{Ca}} = Ж_{\text{р}} \times \frac{Ж_{\text{Ca}}}{Ж_{\text{заг}}}, \text{ кг-екв} \quad (5.21)$$

де $Ж_{\text{Ca}}$ – кальцієва жорсткість вихідної води, мг-екв/л.

Кількість MgCl₂, що скидається за одну регенерацію фільтра, визначають за формулою:

$$G_{\text{MgCl}_2} = Ж_{\text{р}} \times g_{\text{Mg}} = Ж_{\text{р}} \times \frac{Ж_{\text{Mg}}}{Ж_{\text{заг}}}, \text{ кг-екв} \quad (5.22)$$

де $Ж_{\text{Mg}}$ – магнієва жорсткість вихідної води, мг-екв/л.

Кількість CaCl₂, що скидається протягом доби, визначають за рівнянням:

$$G_{\text{CaCl}_2}^{\text{доб}} = \frac{M_e^{\text{CaCl}_2} \times G_{\text{CaCl}_2} \times (a - 1) \times n}{1000}, \text{ т/добу} \quad (5.23)$$

де $M_e^{\text{CaCl}_2}$ – еквівалентна маса CaCl₂, $M_e^{\text{CaCl}_2} = 55,5$ г.

Кількість MgCl₂, що скидається протягом доби, визначають за рівнянням:

$$G_{\text{MgCl}_2}^{\text{доб}} = \frac{M_e^{\text{MgCl}_2} \times G_{\text{MgCl}_2} \times (a - 1) \times n}{1000}, \text{ т/добу} \quad (5.24)$$

де $M_e^{\text{MgCl}_2}$ – еквівалентна маса MgCl₂, $M_e^{\text{MgCl}_2} = 47,6$ г.

Скидання продуктів регенерації від Na-катіонітових фільтрів другого ступеня окремо не розраховують, оскільки регенерацію цих фільтрів проводять

1 раз в 10–15 діб і значно раніше виснаження катіоніту, що не позначається на розрахунку, тому всі скиди приймають за першим ступенем Na-катіонування.

Надлишок солі, що скидається в каналізацію від однієї регенерації фільтра, визначають за рівнянням:

$$G_{NaCl} = \frac{(q_c - 58,44) \times E_{роб}^{Na} \times F_{\phi} \times H_{ш}}{1000}, \text{ кг} \quad (5.25)$$

де 58,44 – теоретична питома витрата солі на регенерацію, г/г-екв.

Кількість повареної солі, що скидається в каналізацію протягом доби:

$$G_{NaCl}^{доб} = \frac{G_{NaCl} \times (a - 1) \times n}{1000}, \text{ т/добу} \quad (5.26)$$

Скидання подрібненого катіоніту протягом доби незначне, річний знос катіоніту знаходять за рівнянням:

$$G_k = \frac{\gamma_k \times F_{\phi} \times H_{ш} \times (a - 1) \times b}{100}, \text{ т/рік} \quad (5.27)$$

де γ_k – насипна маса катіоніту, приймають за табл. 5.7 для катіоніту, що використовують у фільтрі, т/м³;

b – механічний річний знос катіоніту, приймають за табл. 5.7 для катіоніту, що використовують у фільтрі, %.

5.2 Алгоритм розрахунку катіонітових фільтрів

Розрахувати Na-катіонітовий фільтр, якщо витрата води $Q = 90$ м³/год; загальна жорсткість вихідної води $Ж_{зар} = 10$ мг-екв/л; концентрація іонів кальцію $Ж_{Ca} = 7$ мг-екв/л; концентрація іонів магнію $Ж_{Mg} = 3$ мг-екв/л; концентрація іонів натрію $C_{Na} = 75$ мг/л; кількість фільтрів $a = 5$; число регенерацій фільтрів у добу $n = 3$.

Таблиця 5.7 – Технологічні дані для розрахунку Na-катіонітових фільтрів

Показник	Позначення	Сульфовугілля	Катіоніт КУ-2-8
1	2	3	4
Висота шару катіоніту, м	$H_{ш}$	1,5–2,0	1,5
Крупність зерен катіоніту, мм		0,5–1,2	0,5–1,2
Насипна маса катіоніту, т/м ³	γ_k	0,68	0,79
Механічний річний знос катіоніту, %	b	15	10
Швидкість фільтрування, м/год, нормальна не повинна перевищувати за жорсткості води:	ω_n		
0–5 мг-екв/л		25	25
5–10 мг-екв/л		15	15
10–15 мг-екв/л		10	10
Розпушуюче промивання катіоніту:			
- інтенсивність, л/(м ² ·с)	i	5	5
- тривалість, хв	$t_{розп}$	25	25

Продовження таблиці 5.7

1	2	3	4
Число регенерацій кожного Na-катионітового фільтра першого ступеня у добу	11	1–3	1–3
Концентрація регенераційного розчину, %	$b_{p.p.}$	6,5	6,5
Густина регенераційного розчину, т/м ³	$\rho_{p.p.}$	1,045	1,045
Швидкість пропускання регенераційного розчину, м/год	$\omega_{p.p.}$	3,5	3,5
Вміст NaCl у технічній солі, %	p	90	90
Відмивання катионіту від продуктів регенерації:			
- питома витрата відмивної води, м ³ на 1 м ³ катионіту;	$q_{пит}$	5	6
- швидкість пропускання відмивної води через катионіт, м/год	$\omega_{відм}$	7	7

Розрахунок Na-катионітового фільтра проводять в такому порядку:

1. Визначають розрахункову сумарну площу фільтрування за рівнянням 5.1:

$$F' = \frac{Q \times \alpha}{\omega'_n} = \frac{90 \times 1,1}{15} = 6,6 \text{ м}^2$$

2. Визначають розрахункову площу одного фільтра за рівнянням (5.2):

$$F'_\phi = \frac{F'}{a - 1} = \frac{6,6}{5 - 1} = 1,65 \text{ м}^2$$

3. Приймають фактичні значення діаметра фільтра і площі фільтрування одного фільтра F_ϕ за табл. 5.3 (приймають найближче до розрахункового значення площі фільтрування стандартного фільтра):

$$F_\phi = 1,72 \text{ м}^2; d_\phi = 1500 \text{ мм}$$

4. Визначають за табл. 5.5 питому витрату NaCl на регенерацію фільтра:

$$q_c = 187,5 \text{ г/г-екв}$$

5. Визначають за табл. 5.4 значення коефіцієнта ефективності регенерації катионіту:

$$\alpha_\phi = 0,7025$$

6. Визначають відношення квадрата концентрації іонів Na^+ в вихідній воді до її жорсткості:

$$\frac{C_{Na}^2}{Ж_{заг}} = \frac{(75/23)^2}{10} = 1,06$$

7. За табл. 5.6 визначають значення коефіцієнта зниження обмінної ємності катионіту:

$$\beta_{Na} = 0,647$$

8. Визначають робочу обмінну ємність катионіту в процесі Na-катионування за рівнянням 5.4; значення питомої витрати води на відмивання катионіту $q_{пит}$ наведено в табл. 5.7, значення повної обмінної ємності катионіту $E_{повн}$ наведено в

табл. 5.1. Обираємо катіоніт КУ-2-8 з $E_{\text{повн}} = 1700$ г-екв/м³. $E_{\text{роб}}^{\text{Na}} = \alpha_{\text{ф}} \cdot \beta_{\text{Na}} \cdot E_{\text{повн}} - 0,5 \cdot q_{\text{пит}} \cdot Ж_{\text{зар}} = 0,7025 \cdot 0,647 \cdot 1700 - 0,5 \cdot 6 \cdot 10 = 742,68$ г-екв/м³.

9. Визначають висоту шару катіоніту у фільтрі за формулою 5.3:

$$H_{\text{ш}} = \frac{24 \times Ж_{\text{зар}} \times Q}{(a - 1) \times F_{\text{ф}} \times n \times E_{\text{роб}}^{\text{Na}}} = \frac{24 \times 10 \times 90}{(5 - 1) \times 1,72 \times 3 \times 742,68} = 1,41 \text{ м}$$

Приймають стандартне значення висоти шару катіоніту у фільтрі $H_{\text{ш}} = 1,5$ м.

10. Перевіряють умову $1,5 \text{ м} \leq H_{\text{ш}} \leq 2,5 \text{ м}$. Якщо умова не виконується, змінюють або марку катіоніту, або діаметр фільтрів, або їх кількість і розрахунки повторюють знову.

11. Визначають витрати на регенерацію катіоніту 100 % натрію хлориду за рівнянням (5.5):

$$Q_c^{\text{Na}} = \frac{E_{\text{роб}}^{\text{Na}} \times F_{\text{ф}} \times H_{\text{ш}} \times q_c}{1000} = \frac{742,68 \times 1,72 \times 1,5 \times 187,5}{1000} = 359,27 \text{ кг}$$

12. Визначають витрату технічної повареної солі на регенерацію за рівнянням (5.6):

$$Q_{\text{т.с}} = \frac{Q_c^{\text{Na}} \times n \times (a - 1) \times 100}{p} = \frac{359,27 \times 3 \times (5 - 1) \times 100}{90} = 4790,27 \text{ кг/добу}$$

13. Визначають витрату води на одне розпушуюче промивання за рівнянням (5.7):

$$Q_{\text{розп}} = \frac{60 \times i \times t_{\text{розп}} \times F_{\text{ф}}}{1000} = \frac{60 \times 5 \times 25 \times 1,72}{1000} = 12,9 \text{ м}^3$$

14. Визначають витрату води на приготування регенераційного розчину солі за рівнянням (5.8):

$$Q_{\text{р.р.}} = \frac{Q_c^{\text{Na}} \times 100}{1000 \times b_{\text{р.р.}} \times \rho_{\text{р.р.}}} = \frac{359,27 \times 100}{1000 \times 6,5 \times 1,045} = 5,29 \text{ м}^3$$

15. Визначають витрату води на промивання катіоніту від продуктів реакції за рівнянням (5.9):

$$Q_{\text{відм}} = q_{\text{пит}} \times F_{\text{ф}} \times H_{\text{ш}} = 6 \times 1,72 \times 1,5 = 15,48 \text{ м}^3$$

16. Визначають витрату води на одну регенерацію фільтру за рівнянням (5.10):

$$Q_{\text{в.п.}}^{\text{ф}} = Q_{\text{розп}} \times Q_{\text{р.р.}} \times Q_{\text{відм}} = 12,9 \times 5,29 \times 15,48 = 33,67 \text{ м}^3$$

17. Визначають середньогодинну витрату води на власні потреби за рівнянням (5.11):

$$Q_{\text{в.п.}} = \frac{Q_{\text{в.п.}}^{\text{ф}} \times n \times (a - 1)}{24} = \frac{33,67 \times 3 \times (5 - 1)}{24} = 16,84 \text{ м}^3/\text{год}$$

18. Визначають фактичне значення швидкості фільтрування за нормальних умов роботи за рівнянням (5.12):

$$\omega_{\text{н}} = \frac{Q + Q_{\text{в.п.}}}{F_{\text{ф}} \times (a - 1)} = \frac{90 + 16,84}{1,72 \times (5 - 1)} = 15,4 \approx 15 \text{ м/год}$$

19. Визначають фактичне значення швидкості фільтрування у разі форсованого режиму роботи за рівнянням (5.13):

$$\omega_{\phi} = \frac{Q + Q_{\text{в.п.}}}{F_{\phi} \times (a - 2)} = \frac{90 + 16,84}{1,72 \times (5 - 2)} = 23,7 \text{ м/год}$$

20. Визначають тривалість пропускання регенераційного розчину через фільтр за рівнянням (5.16):

$$t_{\text{р.р.}} = \frac{Q_{\text{р.р.}} \times 60}{\omega_{\text{р.р.}} \times F_{\phi}} = \frac{5,29 \times 60}{3,5 \times 1,72} = 53 \text{ хв}$$

21. Визначають тривалість відмивання фільтра від продуктів регенерації за рівнянням (5.17):

$$t_{\text{відм}} = \frac{Q_{\text{відм}} \times 60}{\omega_{\text{відм}} \times F_{\phi}} = \frac{15,48 \times 60}{7 \times 1,72} = 77 \text{ хв}$$

22. Визначають тривалість регенерації фільтра за рівнянням (5.15):

$$t_{\text{рег}}^{\text{Na}} = c + t_{\text{р.р.}} \times t_{\text{відм}} = 25 + 53 \times 77 = 155 \text{ хв}$$

23. Визначають час між регенераціями фільтра за рівнянням (5.14):

$$T_{\text{Na}} = \frac{24}{n} - \frac{t_{\text{рег}}^{\text{Na}}}{60} = \frac{24}{3} - \frac{155}{60} = 5,42 \text{ год}$$

24. Визначають кількість одночасно регенеруємих фільтрів за рівнянням (5.18):

$$n_{\text{о.р.}} = \frac{n \times a \times t_{\text{рег}}^{\text{Na}}}{24 \times 60} = \frac{3 \times 5 \times 155}{24 \times 60} = 1,6 \approx 2$$

25. Кількість води, що скидається за добу від Na-катіонітових фільтрів, визначають за рівнянням (5.19):

$$Q_{\text{доб}}^{\text{Na}} = Q_{\text{в.п.}}^{\phi} + n \times (a - 1) = 16,84 + 3 \times (5 - 1) = 202,08 \text{ м}^3/\text{добу}$$

26. Визначають кількість продуктів регенерації CaCl_2 і MgCl_2 , що скидаються за одну регенерацію фільтра, за рівнянням (5.20):

$$Ж_{\text{р}} = \frac{E_{\text{роб}}^{\text{Na}} \times F_{\phi} \times H_{\text{ш}}}{1000} = \frac{742,68 \times 1,72 \times 1,5}{1000} = 1,916, \text{ кг-екв}$$

27. Розраховують кількість CaCl_2 , що видаляється за одну регенерацію фільтра, за рівнянням (5.21):

$$G_{\text{CaCl}_2} = Ж_{\text{р}} \times \frac{Ж_{\text{Ca}}}{Ж_{\text{заг}}} = 1,916 \times \frac{7}{10} = 1,341 \text{ кг-екв}$$

28. Розраховують кількість MgCl_2 , що скидається за одну регенерацію фільтра, за формулою (5.22):

$$G_{\text{MgCl}_2} = Ж_{\text{р}} \times \frac{Ж_{\text{Mg}}}{Ж_{\text{заг}}} = 1,916 \times \frac{3}{10} = 0,575 \text{ кг-екв}$$

29. Визначають кількість CaCl_2 , що скидається протягом доби, за рівнянням (5.23):

$$G_{\text{CaCl}_2}^{\text{доб}} = \frac{M_e^{\text{CaCl}_2} \times G_{\text{CaCl}_2} \times (a - 1) \times n}{1000} = \frac{55,5 \times 1,341 \times (5 - 1) \times 3}{1000} = 0,89 \text{ т/добу}$$

30. Розраховують кількість MgCl_2 , що скидається протягом доби, за рівнянням (5.24):

$$G_{MgCl_2}^{доб} = \frac{M_e^{MgCl_2} \times G_{MgCl_2} \times (a - 1) \times n}{1000} = \frac{47,6 \times 0,575 \times (5 - 1) \times 3}{1000} = 0,33 \text{ т/добу}$$

31. Розраховують надлишок солі, що скидається в каналізацію від однієї регенерації фільтра, за рівнянням (5.25):

$$G_{NaCl} = \frac{(q_c - 58,44) \times E_{роб}^{Na} \times F_{\phi} \times H_{ш}}{1000} = \frac{(187,5 - 58,44) \times 742,68 \times 1,72 \times 1,5}{1000} = 247,29 \text{ кг}$$

32. Визначають кількість повареної солі, що скидається в каналізацію протягом доби, за формулою (5.26):

$$G_{NaCl}^{доб} = \frac{G_{NaCl} \times (a - 1) \times n}{1000} = \frac{247,29 \times (5 - 1) \times 3}{1000} = 2,97 \text{ т/добу}$$

33. Розраховують річний знос катіоніту за рівнянням (5.27):

$$G_k = \frac{\gamma_k \times F_{\phi} \times H_{ш} \times (a - 1) \times b}{100} = \frac{0,79 \times 1,72 \times 1,5 \times (5 - 1) \times 10}{100} = 0,815 \text{ т/рік}$$

Результати розрахунків заносять в табл. 5.8.

Таблиця 5.8 – Результати розрахунків фільтрів Na-катіонітового пом'якшення води

Найменування показників	Позначення	Значення
1. Кількість пом'якшеної води, м ³ /год	Q	90
2. Кількість води на власні потреби, м ³ /год	Q _{в.п.}	16,84
3. Кількість іонообмінних фільтрів (з резервним)	a	5
4. Діаметр іонообмінних фільтрів, мм	d _ф	1500
5. Швидкість фільтрування за нормального режиму роботи фільтрів, м/год	ω _п	15,4
6. Кількість регенерацій фільтрів у добу	n	3
7. Кількість технічної солі, що витрачається у добу на регенерацію, кг/добу	Q _{т.с}	4790,27
8. Кількість стічних вод, що скидаються від Na-катіонітових фільтрів, м ³ /добу.	Q _{доб} ^{Na}	202,08
9. Кількість CaCl ₂ , що скидається, т/добу	G _{CaCl₂} ^{доб}	0,89
10. Кількість MgCl ₂ , що скидається, т/добу	G _{MgCl₂} ^{доб}	0,33
11. Кількість повареної солі, що скидається, т/добу	G _{NaCl} ^{доб}	2,97
12. Річний знос катіоніту, т/рік	G _к	0,815

5.3 Завдання для самостійної роботи 5

Розрахувати Na-катіонітовий фільтр. Дані загальні для всіх варіантів розрахунків наведено в табл. 5.7. Вихідні дані для різних варіантів розрахунків Na-катіонітового фільтру наведено в табл. 5.9.

Таблиця 5.9 – Вихідні дані для розрахунків Na-катіонітового фільтру

№ вар.	Витрата води, Q, м ³ /год	Склад води				Кількість фільтрів, а	Кількість регенерацій фільтра за добу, п
		Жорсткість. Ж _{заг} , мг-екв/л	Концентрація				
			Іонів кальцію, Ж _{Ca} , мг-екв/л	Іонів магнію, Ж _{Mg} , мг-екв/л	Іонів натрію, С _{Na} , мг/л		
1	30	1.6	1.17	0.43	12.4	3	2
2	60	1.6	1.17	0.43	12.4	3	2
3	100	1.6	1.17	0.43	12.4	4	2
4	150	1.6	1.17	0.43	12.4	5	2
5	200	1.6	1.17	0.43	12.4	4	2
6	30	4.5	3.5	1.0	35.0	4	3
7	60	4.5	3.5	1.0	35.0	4	3
8	100	4.5	3.5	1.0	35.0	5	3
9	150	4.5	3.5	1.0	35.0	4	3
10	200	4.5	3.5	1.0	35.0	4	3
11	30	7	5.0	2.0	55.0	5	3
12	60	7	5.0	2.0	55.0	5	3
13	100	7	5.0	2.0	55.0	5	3
14	150	7	5.0	2.0	55.0	4	3
15	200	7	5.0	2.0	55.0	5	3
16	30	10	7.0	3.0	75.0	4	3
17	60	10	7.0	3.0	75.0	4	3
18	100	10	7.0	3.0	75.0	5	3
19	150	10	7.0	3.0	75.0	5	3
20	200	10	7.0	3.0	75.0	5	3

6 Дегазація води

6.1 Теоретичні положення

Дегазацією називають процес вилучення із води розчинених газів. Найчастіше з води усувають карбону(IV) оксид, кисень. В окремих випадках вилучають гідрогену сульфід, метан та інші розчинені гази. Суть методу дегазації полягає у зменшенні розчинності у воді газів або їх хімічному перетворенні в неагресивні чи нетоксичні сполуки

Найефективніший спосіб видалення розчинених газів з води – десорбція. Цей спосіб ґрунтується на відомих законах Генрі-Дальтона, що характеризують залежність між концентрацією у воді розчиненого газу і його парціальним тиском.

Застосування цих законів дає змогу визначити концентрацію газу за тієї умови, що в паровому просторі над водою знаходиться лише розглянутий газ і відсутні інші гази. Концентрацію розчиненого у воді газу виражають таким рівнянням:

$$C_{\Gamma} = K_{\Gamma} \times p_{\Gamma} = K_{\Gamma} \times (p_{\text{заг}} - p_{\text{H}_2\text{O}}) \quad (6.1)$$

де – концентрація розчиненого у воді газу; C_{Γ}

K_{Γ} – коефіцієнт абсорбції газу водою;

$p_{\text{заг}}$ – загальний тиск;

$p_{\text{H}_2\text{O}}$ – парціальний тиск водяної пари.

Як видно з рівняння (6.1), зниження концентрації газу у воді відбувається зі зменшенням різниці ($p_{\text{заг}} - p_{\text{H}_2\text{O}}$), тобто у разі наближення парціального тиску водяної пари до значення повного тиску газової суміші. Це досягається створенням над поверхнею води, що містить розглянутий газ, суміші газів, в складі якої практично відсутній газ, що видаляється з води. Отже, для видалення газу з води необхідно створити умови, за яких парціальний тиск його над поверхнею води дорівнював би нулю.

Видалення газу з води істотно залежить від кінетики десорбції, яка може бути виражена рівнянням:

$$-\frac{dC_{\Gamma}}{d\tau} = (C_{\Gamma} - C_{\Gamma}^*) \times k \times f \quad (6.2)$$

де $\frac{dC_{\Gamma}}{d\tau}$ – швидкість десорбції;

C_{Γ} – концентрація видаляемого газу;

C_{Γ}^* – рівноважна концентрація газу;

k – коефіцієнт пропорційності;

f – питома поверхня розділу фаз.

Найбільший ефект досягається за $C_{\Gamma}^* = 0$, тобто за парціального тиску видаляемого газу, близького до нуля. У цьому випадку рівняння (6.2) перетвориться до вигляду:

$$-\frac{dC_{\Gamma}}{d\tau} = C_{\Gamma} \times k \times f \quad (6.3)$$

За сталих значень k і f для апарату концентрація газу у воді залежить тільки від часу дегазації, зі збільшенням часу дегазації концентрація розчиненого газу

у воді зменшується. Повного звільнення води від розчиненого газу в будь-який реальний відрізок часу досягти неможливо, тому час, необхідний для дегазації, знаходять, задаючись певною кінцевою концентрацією розчиненого у воді газу.

Ефект дегазації можна підвищити, збільшивши питому поверхню розділу фаз пари і води. В цьому випадку за інших рівних умов збільшується час контакту води з паром, що не містить видалюваного з води газу. На ефект дегазації істотно впливає підвищення температури води, це обумовлено тим, що з підвищенням температури зменшується коефіцієнт абсорбції газу водою.

Зниження концентрації CO_2 у воді можна досягти аерацією, тобто продуванням води повітрям. Цей спосіб видалення з води розчиненого CO_2 широко застосовують на установках водопідготовки різних підприємств. Суть методу аерації полягає в продуванні через воду повітря, що містить незначну кількість CO_2 . В результаті над поверхнею оброблюваної води створюється атмосфера, в якій парціальний тиск CO_2 мізерно малий порівняно з парціальним тиском CO_2 у воді.

Видалення з води карбону (IV) оксиду проводять в апаратах, які називають декарбонізаторами, а сам процес носить назву декарбонізації. Декарбонізацію проводять в апаратах як плівкового, так і барботажного типу. Декарбонізатор плівкового типу є циліндричним сталевим баком, усередині якого розташовується насадка, що складається з керамічних кілець Рашига. Вода подається в декарбонізатор згори через патрубок і зливається через розподільні сопла на поверхню насадки. Оброблювана вода омиває елементи насадки тонким шаром, а назустріч їй рухається повітря, що подається в декарбонізатор вентилятором.

Видаляемий з води CO_2 переходить у повітря і разом з ним виводиться з декарбонізатора в атмосферу. Вода, яка пройшла очищення, стікає в піддон декарбонізатора і через гідравлічний затвор надходить в бак декарбонізованої води, який розташовують під днищем декарбонізатора.

У разі правильно обраної площі поверхні контакту води з повітрям і достатньої витрати повітря використання декарбонізатора плівкового типу дає змогу знизити концентрацію розчиненого CO_2 в декарбонізованій воді до 3–7 мг/кг.

Конструкція барботажного декарбонізатора передбачає продування стисненого повітря знизу через всю площу перетину бака, в який зверху надходить оброблювана вода. Для цих апаратів необхідно встановити вищий тиск повітря, що подається компресором, ніж для декарбонізатора плівкового типу. Крім того, необхідно передбачати очищення повітря від мастила компресора.

У практиці оброблення води набули широкого застосування декарбонізатори з насадкою з кілець Рашига. Характеристику кілець Рашига наведено в табл. 6.1.

Таблиця 6.1 – Характеристика кілець Рашига

Розміри кілець, мм	Кількість кілець в 1 м ³ насадки за безладного завантаження	Поверхня насадки, м ² /м ³	Маса кілець, кг/м ³
25×25×3	53200	204	532
35×35×4	20200	140	505
50×50×5	6000	87,5	530

Розрахунок декарбонізатора полягає у визначенні геометричних розмірів необхідної поверхні кілець Рашига і визначенні напору, створюваного вентилятором. Площу поперечного перерізу декарбонізатора визначають за щільністю зрошення насадки, тобто за витратою води, що припадає на одиницю площі поперечного перерізу декарбонізатора.

На підставі розрахунку необхідно зробити вибір декарбонізатора з тих, що випускаються промисловістю, при цьому необхідно забезпечити 25 % запас продуктивності за водою проти розрахункового.

Розмір кілець Рашига незалежно від продуктивності декарбонізатора становить 25×25×3 мм. Поверхня одиниці об'єму кілець Рашига дорівнює 204 м²/м³, а маса 532 кг/м³. Кількість кілець в 1 м³ за безладного завантаження 53200 шт./м³, вільний об'єм на 1 м³ насадки становить 0,74 м³/м³.

Вміст CO₂ у вихідній воді визначають за номограмою (рис. 6.1).

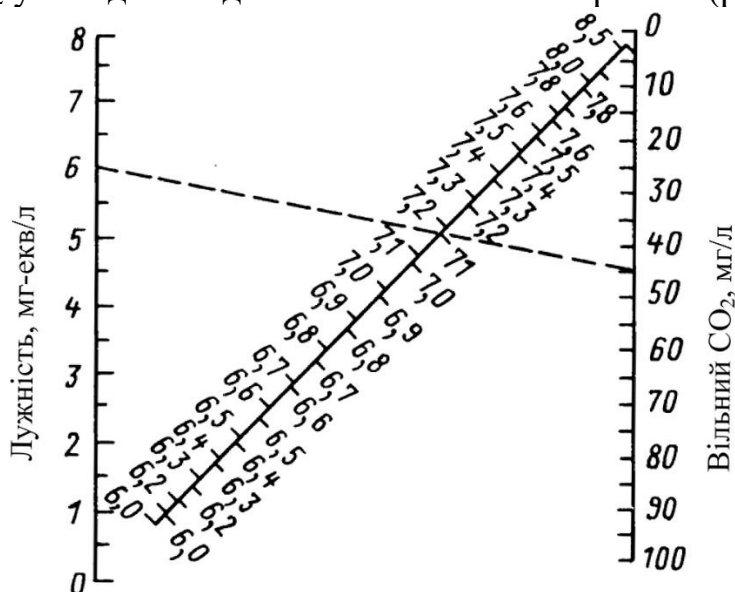


Рис. 6.1 – Номограма для визначення вмісту у воді CO₂ залежно від значення рН і лужності води

Номограма складена для води з сухим залишком 200 мг/л за температури 10 і 20 °С. У разі інших значень сухого залишку вводиться поправний коефіцієнт, значення якого наведено в табл. 6.2.

Таблиця 6.2 – Значення поправного коефіцієнта

Сухий залишок, С _{с.з.} , мг/л	100	200	300	400	500	750	1000
Поправний коефіцієнт, α	1,05	1,0	0,96	0,94	0,92	0,87	0,83

Вміст карбону(IV) оксиду у вихідній воді розраховують за формулою:

$$C_{CO_2}^{вих.в.} = C_{CO_2}^H \times \alpha, \text{ мг/л} \quad (6.4)$$

де $C_{CO_2}^H$ – вміст карбону(IV) оксиду в вихідній воді, мг/л, визначений за номограмою (рис. 6.1);

α – поправний коефіцієнт, відповідний сухому залишку вихідної води (табл. 6.2).

Кількість карбону(IV) оксиду, що надходить у декарбонізатор після Na-катіонування і підкислення (або після H-катіонування) води, визначають за формулою:

$$C_{CO_2}^{поч} = 44 + Ж_{к} + C_{CO_2}^{вих.в.}, \text{ мг/л} \quad (6.5)$$

де $Ж_{к}$ – карбонатна жорсткість, яка руйнується під час Na-катіонування і підкислення або під час H-катіонування води, мг-екв/л.

Необхідну поверхню насадки F (поверхня десорбції), яка забезпечує видалення розчиненого карбону(IV) оксиду, розраховують за формулою:

$$F = \frac{G}{K_d \times \Delta C_{ср}}, \text{ м}^2 \quad (6.6)$$

де G – кількість CO_2 , що видалається у декарбонізаторі, визначають за рівнянням:

$$G = \frac{Q \times (C_{CO_2}^{поч} - C_{CO_2}^{кін})}{1000}, \text{ кг/год} \quad (6.7)$$

де Q – продуктивність декарбонізатора, м³/год;

$C_{CO_2}^{кін}$ – концентрація CO_2 в декарбонізованій воді, приймають 0,005 кг/м³ (5 мг/л);

K_d – коефіцієнт десорбції карбону(IV) оксиду, м/год, для декарбонізаторів, завантажених кільцями Рашига розміром 25×25×3 мм, за щільності зрошення 60 м³/(м²·год) визначають залежно від температури декарбонізованої води за графіком, що наведено на рис. 6.2;

$\Delta C_{ср}$ – середня рушійна сила десорбції, кг/м³, визначають за рис. 6.3 залежно від вмісту розчиненого карбону(IV) оксиду до та після декарбонізатора.

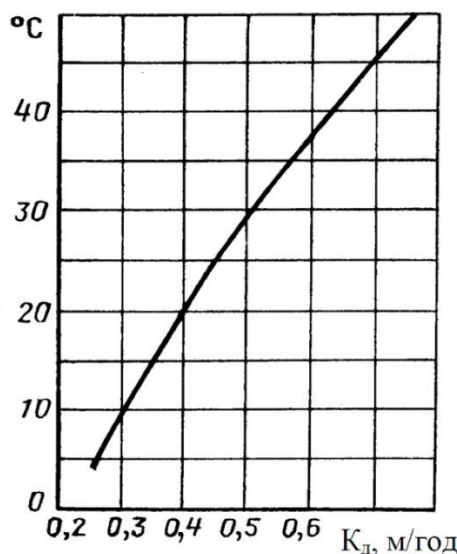
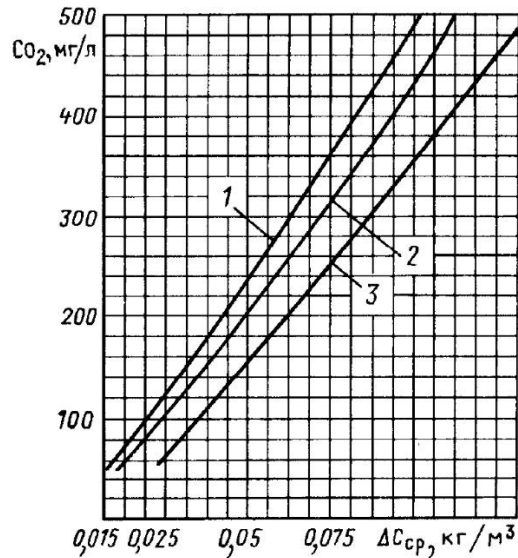


Рис. 6.2 – Залежність коефіцієнта десорбції карбону(IV) оксиду від температури



1 – $C_{CO_2}^{кін} = 3$ мг/л; 2 – $C_{CO_2}^{кін} = 5$ мг/л; 3 – $C_{CO_2}^{кін} = 10$ мг/л
 Рис. 6.3 – Залежність $\Delta C_{ср}$ від $C_{CO_2}^{поч}$ за різних значень $C_{CO_2}^{кін}$

Площу поперечного перерізу декарбонізатора визначають за рівнянням:

$$f = \frac{Q}{60}, \text{ м}^2 \quad (6.8)$$

де 60 – оптимальна щільність зрошення насадки, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$, на одиницю площі поперечного перерізу декарбонізатора.

У разі зниження щільності зрошення насадки с 60 до $40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$ виникає необхідність збільшення площі декарбонізатора на 50 %, об'єму насадки – на 58 % та висоти насадки – на 5 %.

Діаметр декарбонізатора визначають за формулою:

$$D = \sqrt{\frac{4 \times f}{\pi}}, \text{ м} \quad (6.9)$$

Висоту насадки декарбонізатора визначають за формулою:

$$h = \frac{V_{к.р.}}{f}, \text{ м} \quad (6.10)$$

де $V_{к.р.}$ – об'єм, що займають кільця Рашига $25 \times 25 \times 3$ мм за безладного завантаження, визначають за рівнянням:

$$V_{к.р.} = \frac{F}{204}, \text{ м}^3 \quad (6.11)$$

де F – поверхня десорбції, м^2 ;

204 – поверхня 1 м^3 насадки за безладного завантаження, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Витрату повітря, що подається в декарбонізатор, розраховують за формулою:

$$Q_{пов} = b \times Q, \text{ м}^3/\text{год} \quad (6.12)$$

де b – питома витрата повітря, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Сумарний опір проходу повітря через декарбонізатор (мм вод. ст.) розраховують за формулою:

$$\sum \zeta = 40 + 25 \times h \quad (6.13)$$

де 25 мм вод. ст. – опір висоти шару в 1 м насадки з кілець Рашига 25×25×3.

6.2 Алгоритм розрахунку декарбонізатора

Розрахувати декарбонізатор, якщо продуктивність декарбонізатора $Q = 90$ м³/год; карбонатна жорсткість, яка руйнується під час пом'якшення $Ж_k = 3$ мг-екв/л; рН = 7; лужність 4 мг-екв/л; сухий залишок $C_{с.з.} = 200$ мг/л.

Таблиця 6.3 – Технологічні дані для розрахунку декарбонізатора

Показник	Позначення	Значення
Концентрація розчиненого карбону(IV) оксиду в декарбонізованій воді, мг/л	$C_{CO_2}^{кін}$	5,0
Температура води в декарбонізаторі, °С	t	20
Питома витрата повітря, що подається в декарбонізатор, м ³ /м ³	b	25

Розрахунок декарбонізатора проводять в такому порядку:

1. Визначають вміст у воді вільного CO₂ залежно від значення рН = 7 і лужності води, яка становить 4 мг-екв/л:

$$C_{CO_2}^H = 45 \text{ мг/л}$$

2. Визначають поправний коефіцієнт залежно від значення сухого залишку $C_{с.з.} 200 =$ мг/л за табл. 6.2:

$$\alpha = 1$$

3. Розраховують вміст карбону (IV) оксиду у вихідній воді за формулою (6.4):

$$C_{CO_2}^{вих.в.} = C_{CO_2}^H \times \alpha = 45 \times 1 = 45 \text{ мг/л}$$

4. Визначають кількість карбону (IV) оксиду, що надходить у декарбонізатор після пом'якшення, за формулою (6.5):

$$C_{CO_2}^{поч} = 44 + Ж_k + C_{CO_2}^{вих.в.} = 44 + 3 + 45 = 177 \text{ мг/л}$$

5. Розраховують кількість CO₂, що видаляється у декарбонізаторі, за рівнянням (6.7):

$$G = \frac{Q \times (C_{CO_2}^{поч} - C_{CO_2}^{кін})}{1000} = \frac{90 \times (177 - 5)}{1000} = 15,48 \text{ кг/год}$$

6. Визначають коефіцієнт десорбції карбону(IV) оксиду залежно від температури декарбонізованої води за графіком, що наведено на рис. 6.2:

$$K_d = 0,4 \text{ м/год}$$

7. Визначають середню рушійну силу десорбції залежно від вмісту розчиненого карбону(IV) оксиду до та після декарбонізатора за графіком, що наведено на рис. 6.3:

$$\Delta C_{ср} = 0,045 \text{ кг/м}^3$$

8. Розраховують необхідну поверхню насадки (поверхню десорбції), яка забезпечує видалення розчиненого карбону (IV) оксиду за формулою (6.6):

$$F = \frac{G}{K_d \times \Delta C_{cp}} = \frac{15,48}{0,4 \times 0,045} = 860 \text{ м}^2$$

9. Розраховують площу поперечного перерізу декарбонізатора за рівнянням (6.8):

$$f = \frac{Q}{60} = \frac{90}{60} = 1,5 \text{ м}^2$$

10. Розраховують діаметр декарбонізатора за формулою (6.9):

$$D = \sqrt{\frac{4 \times f}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 1,5}{3,14}} = 1,4 \text{ м}$$

11. Розраховують об'єм, що займають кільця Рашига 25×25×3 мм за безладного завантаження, за рівнянням (6.11):

$$V_{к.р.} = \frac{F}{204} = \frac{860}{204} = 4,22 \text{ м}^3$$

12. Визначають висоту насадки декарбонізатора за формулою (6.10):

$$h = \frac{V_{к.р.}}{f} = \frac{4,22}{1,5} = 2,8 \text{ м}$$

13. Розраховують витрату повітря, що подається в декарбонізатор, за формулою (6.12):

$$Q_{пов} = b \times Q = 25 \times 60 = 1500 \text{ м}^3/\text{год}$$

14. Розраховують сумарний опір проходу повітря через декарбонізатор (мм вод. ст.) за формулою (6.13):

$$\sum \zeta = 40 + 25 \times h = 40 + 25 \times 2,8 = 110 \text{ мм вод. ст.}$$

Результати розрахунків заносять в табл. 6.4.

Таблиця 6.4 – Результати розрахунків декарбонізатора

Найменування показників	Позначення	Значення
1. Продуктивність декарбонізатора, м ³ /год	Q	90
2. Кількість розчиненого СО ₂ у воді, яка надходить у декарбонізатор, мг/л	C _{СО₂} ^{поч}	177
3. Кількість вільного СО ₂ у декарбонізованій воді, мг/л	C _{СО₂} ^{кін}	5
4. Діаметр декарбонізатора, м	D	1,4
5. Висота насадки в декарбонізаторі, м	h	2,8
6. Витрата повітря, що подається в декарбонізатор, м ³ /год	Q _{пов}	1500
7. Сумарний опір проходу повітря через декарбонізатор, мм вод. ст.	Σζ	110

6.3 Завдання для самостійної роботи 6

Розрахувати декарбонізатор. Дані загальні для всіх варіантів розрахунків наведено в табл. 6.3. Вихідні дані для різних варіантів розрахунків декарбонізатора наведено в табл. 6.5.

Таблиця 6.5 – Вихідні дані для розрахунків декарбонізатора

№ вар.	Продуктивність декарбонізатора, Q, м ³ /год	Склад вихідної води			
		карбонатна жорсткість, яка руйнується під час пом'якшення, Ж _к , мг-екв/л	pH	лужність, мг-екв/л	сухий залишок, С _{с.з.} , мг/л
1	30	1,0	6,5	1,5	100
2	60	1,0	6,5	1,5	100
3	100	1,0	6,5	1,5	100
4	150	1,0	6,5	1,5	100
5	200	1,0	6,5	1,5	100
6	30	3,0	7,0	4,0	200
7	60	3,0	7,0	4,0	200
8	100	3,0	7,0	4,0	200
9	150	3,0	7,0	4,0	200
10	200	3,0	7,0	4,0	200
11	30	5,0	7,5	6,0	500
12	60	5,0	7,5	6,0	500
13	100	5,0	7,5	6,0	500
14	150	5,0	7,5	6,0	500
15	200	5,0	7,5	6,0	500
16	30	7,0	8,0	8,0	750
17	60	7,0	8,0	8,0	750
18	100	7,0	8,0	8,0	750
19	150	7,0	8,0	8,0	750
20	200	7,0	8,0	8,0	750

7 Знезараження води

7.1. Теоретичні положення

Для знезараження води найчастіше застосовують хімічні методи, які передбачають додавання до води хлору, озону та інших сильних окисників. Хлор використовують як дезінфікуючий засіб для водопровідної, промислової води, а також для стічних вод завдяки його здатності швидко дезактивувати більшість патогенних мікроорганізмів. Ефективність хлору залежить від його концентрації, часу взаємодії і рН води. Хлор зазвичай доступний у вигляді газу, натрію і кальцію гіпохлоритів (NaClO , Ca(OCl)_2 , $\text{Ca(OCl)}_2 \cdot \text{Ca(OH)}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$), хлору(IV) оксиду. У воді вони миттєво гідролізуються з утворенням гіпохлоритної кислоти:

Для знезараження води частіше використовують діоксид хлору, який має ряд переваг у порівнянні з хлором. Основними з них є:

- зниження в 4–7 разів хлоропоглинання води, а відповідно, зменшення необхідної дози окиснювача;
- менші (в 5–20 разів), ніж при обробці Cl₂, концентрація хлорорганічних побічних продуктів, у тому числі ТГМ (в 2–20 разів і більше);
- зниження токсичності та мутагенності води;
- висока бактерицидна та віруліцидна здатність при більш низьких концентраціях, у порівнянні з хлором, висока швидкість знезараження у широкому діапазоні значень рН (6–10), котрі не залежать від твердості та мінералізації води;
- висока ефективність відносно пор, біоплівки, грибів, водоростей.
- пролонгована бектероістатична дія в системах розподілення при концентрації 0,05–0,20 мг/дм³;
- відсутність реакції з аміаком та бромідами.

Варто відмітити, що відсутність реакції з бромід-іонами, а також кращі техніко-економічні показники (менші капітальні та поточні витрати, відповідно, менша вартість обробки води) є перевагами діоксиду хлору у порівнянні з озоном.

До недоліків діоксиду хлору можна віднести його вибухонебезпечність, більшу вартість у порівнянні з хлором, токсичність як власне діоксиду хлору, так і продуктів його трансформації (хлоритів та хлоратів).

Відсутність вітчизняної сировини (NaClO_2) та обладнання здорожчує отримання діоксиду хлору. В залежності від апаратурного виконання навіть у зарубіжних країнах він дорожчий за хлор у 3–20 разів.

Одним з головних недоліків використання діоксиду хлору при обробці питної води є утворення побічних продуктів – хлоритів та в невеликих концентраціях хлоратів. Від 50 до 85% введеного діоксиду хлору перетворюється у хлорит-іони. Хлорит- та хлорат-іони викликають анемію (оскільки є утворювачами метгемоглобіну, подібно до нітрит-іонів), а хлорит-іон, окрім того, відноситься до умовно канцерогенних сполук. Вміст ClO_2^- у питній воді нормується на рівні 0,2 мг/дм³. В США загальна концентрація хлорит- та хлорат-іонів ($\text{ClO}_2^- + \text{ClO}_3^-$) нормується на рівні 0,8 мг/дм³, а в сумі із залишковою

концентрацією діоксиду хлору ($\text{ClO}_2^- + \text{ClO}_3^- + \text{ClO}_2$) – менше 1 мг/дм³. Згідно стандартів Швейцарії загальна концентрація ClO_2^- та ClO_3^- у воді не повинна перевищувати 0,3 мг/дм³. Окрім цього, пікова концентрація ClO_2 за впливом на органолептичні властивості води складає 0,4 мг/дм³. Через утворення ClO_2^- та ClO_3^- висувають жорсткі обмеження по відношенню до діапазону допустимих доз діоксиду хлору. При первинній обробці стічних або оборотних вод допускаються більш високі дози діоксиду хлору – 4–10 мг/дм³. Таким чином через вищевказані обмеження можливість застосування діоксиду хлору сильно залежить від якості вихідної води. Тому його зазвичай використовують для обробки високоякісних природних вод, хлоропоглинання (по ClO_2) яких не перевищує 1–2 мг/дм³, а також у поєднанні з іншими окисниками. Сезонні коливання хлоропоглинання природних вод (по ClO_2) можуть бути значними. Наприклад доза діоксиду хлору, необхідна для знезараження вихідної води річки змінилась з 2,0 до 4,0 мг/дм³; при цьому концентрація хлорит-іонів досягала 0,6–3,2 мг/дм³, хоча сумарна концентрація хлороформу та дихлорбромметану не перевищувала 5 мкг/дм³.

Використання озону на наступних стадіях сприяє повному окисненню ClO_2^- до ClO_3^- ; спільне використання ClO_2 і Cl_2 (з різницею в часі біля 2 годин) сприяє зниженню концентрації як ТГМ, так і хлоритів. При поєднанні попередньої обробки води діоксидом хлору із заключним знезараженням гіпохлоритом натрію або хлораміном спостерігається значне зниження його мутагенності.

Таблиця 7.1 – Порівняльна характеристика хлоровмісних реагентів, які використовують для знезараження води.

Реагент	Переваги	Недоліки
1	2	3
Зріджений хлор Cl_2	Ефективний окисник та дезінфікант широкого спектру дії Має пролонговану дію	Потребує спеціальних умов зберігання та дотримання суворих заходів безпеки Утворює побічні продукти. Запах у воді
Гіпохлорит натрію	Ефективний окисник та дезінфекант широкого спектру дії Має пролонговану дію Відносно безпечний при зберіганні	Неефективний проти цист Втрачає активність при довготривалому зберіганні Утворює побічні продукти Запах у воді
Діоксид хлору ClO_2	Найбільш ефективний окисник широкого спектру Має пролонговану дію Не утворює побічних продуктів	Можливо отримати тільки на місці застосування Утворює хлорати та хлорити Запах у воді

1	2	3
Хлорамін NH_2Cl	Довготривала післядія знижений рівень утворення побічних продуктів	Більш слабкий дезінфектант та окисник Неефективний проти вірусів та цист Необхідні більш високі дози та час контакту Сильний запах у воді

Для ефективного видалення ClO_2^- (та ClO_3^-) з води використовують адсорбцію на АВ, відновлення за допомогою солей двовалентного заліза або сульфідів. Лабораторні дослідження різних способів видалення хлорит-іонів показали, що витрати реагентів на 1 мг ClO_2^- складали: 75 мг натрій сульфату, 22–24 залізного коагулянту, 25 мг ПАВ. Сорбційна ємність ГАВ була рівною 70–90 мг $\text{ClO}_2^-/\text{г}$ вугілля.

Використання ClO_2 в технології водопідготовки потребує аналітичного контролю концентрації самого реагенту та продуктів його трансформації. Основною проблемою є окреме визначення мікроконцентрацій Cl_2 , ClO_2 , ClO_2^- та ClO_3^- в одній пробі.

В іноземній практиці водопідготовки широко використовується технологія біологічного очищення природних вод з використанням попереднього озонування. Озонування у поєднанні з наступною фільтрацією через піщані або вугільні фільтри сприяє нітрифікації амонійного азоту, значно знижує вміст ООУ у волі, дози хлору при кінцевому обеззараженні та концентрацію хлорорганічних сполук.

7.2 Алгоритм розрахунку хлораторної установки

Приклад. Розрахувати хлораторну установку та споруду для змішування та контакту води з хлором для очисної станції на повне біологічне очищення продуктивністю $Q_{\text{сер.доб.}} = 20000 \text{ м}^3/\text{добу}$.

Розв'язання. Середня секундна витрата води на очисну станцію:

$$q_{\text{сер}} = Q_{\text{сер.доб.}} / (24 \cdot 3600) = 20000 / 86400 = 0,231 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Загальний коефіцієнт нерівномірності $K_{\text{заг.макс.}} = 1,57$. Тоді максимальна годинна витрата:

$$Q_{\text{макс.год}} = Q_{\text{сер.доб.}} \cdot K_{\text{заг.макс.}} / 24 = 2000 \cdot 1,57 / 24 = 1308 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Приймаємо дозу хлору для дезінфекції води $D_{\text{хл}} = 3 \text{ г}/\text{м}^3$. Витрата хлору за 1 годину за максимальної витрати:

$$q_{\text{хл}} = D_{\text{хл}} \cdot Q_{\text{макс.год}} / 1000 = 3 \cdot 1308 / 1000 = 3,92 \text{ кг}/\text{год.}$$

Витрата хлору за добу:

$$q'_{\text{хл}} = D_{\text{хл}} \cdot Q_{\text{макс.год}} / 1000 = 3 \cdot 20000 / 1000 = 60 \text{ кг} / \text{добу.}$$

В хлораторній передбачається установка двох хлораторів ЛОНІІ-100К.

Один хлоратор робочий, інший – резервний.

Визначимо кількість балонів-випарувачів, які необхідно мати для забезпечення заданої продуктивності за 1 годину:

$$n_{бал} = q_{хл} / S_{бал} = 3,92 / 0,7 = 6$$

де $S_{бал} = 0,7 \text{ кг} / \text{год}$ – вихід з одного балону.

Приймаємо балони, ємністю 40 л, що містять 50 кг рідкого хлору. Передбачається дві самостійні установки для випаровування хлору з балонів та його дозування. Одна з них є резервною.

У відповідності з діючими нормами для розміщення обладнання і хлору в балонах передбачається окрема будівля, що складається з двох приміщень: хлордозаторної та витратного складу хлору. Хлордозаторна обладнується двома виходами: один – через тамбур та інший – безпосередньо назовні (з усіма дверима, що відкриваються назовні). Витратний склад хлору ізолюють від хлордозаторної вогнестійкою стіною без отворів.

Балони-випаровувачі зберігаються у витратному складі хлору. Для контролю за витратою хлору на складі установлюють двоє циферблатних ваг марки РП-500-Г13 (м), на яких розміщується по шість балонів. Кожні ваги з балонами являються частиною двох самостійних установок для випаровування та дозування хлору, працюючих періодично.

Всього за 1 добу буде використовуватись $60:50 = 1,2$ балона. Таким чином, в момент початку роботи установки, коли на вагах буде встановлено 12 балонів, запас хлору буде достатнім для роботи протягом $12:1,2=10$ діб. При виробці газу з шести балонів на одних вагах запас хлору буде достатнім для роботи протягом $6:1,2=5$ діб.

В хлордозаторній поміщають два хлоратори ЛОНП-100К та два балона (грязевика) ємністю 50 дм^3 . Кожен хлоратор, балон (грязевик) та одні ваги з балонами-випарниками, розміщені на витратному складі, утворюють самостійну технологічну схему для випаровування та дозування хлору, працюючу періодично.

Хлордозаторна забезпечується підводом води питної якості з тиском не менше $0,4 \text{ МПа}$ та витратою

$$Q = q_{хл} \cdot q_v = 3,92 \cdot 0,4 = 1,57 \text{ м}^3 / \text{год},$$

де q_v - норма водоспоживання, м^3 на 1 кг хлора.

Хлорна вода для дезінфекції стічної стічної води подається перед змішувачем. Приймаємо змішувач типу —лоток Паршалья з горловиною шириною 300 мм.

Для забезпечення контакту хлору з водою встановлено контактні резервуари по типу горизонтальних відстійників. Об'єм резервуарів:

$$V_{н.р.} = Q_{макс.год.} \cdot T / 60 = 1308 \cdot 30 / 60 = 654 \text{ м}^3,$$

$T = 30 \text{ хв}$ - тривалість контакту хлору з водою.

При швидкості руху води в контактних резервуарах $v = 10 \text{ мм/м}$ довжина резервуара:

$$L = v \cdot T = 10 \cdot 30 \cdot 60 / 1000 = 18 \text{ м}.$$

Площа поперечного перерізу:

$$\omega = V_{к.р.} / L = 654 / 18 = 36,3 \text{ м}^2.$$

При глибині $H = 2,8 \text{ м}$ та ширині кожної секції $b = 6 \text{ м}$ число секцій

$$n = \omega / (b \cdot H) = 36,3 / (6 \cdot 2,8) = 2,16 \approx 3.$$

Фактична тривалість контакту води з хлором в час максимального надходження води:

$$T = V_{к.р.} \cdot Q_{макс.год.} = n \cdot b \cdot H \cdot L / Q_{макс.год.} = 2 \cdot 6 \cdot 2,8 \cdot 18 / 1308 = 0,46 \text{ год} = 28 \text{ хв.}$$

З урахуванням часу руху води у відповідних лотках фактична тривалість контакту води з хлором складає близько 30 хвилин.

Приймаємо контактні резервуари, розроблені ЦНШЕП інженерного обладнання. Вони мають ребристе днище, в лотках якого розміщені змивні трубопроводи з насадками, а по поздовжнім стінам змонтовані аератори та перфоровані труби. Осад видаляють один раз в 5–7 діб. При відключенні секції, осад взмучується технічною водою, що поступає з насадок та повертається на початок очисних споруд. Для підтримки осаду у завислому стані суміш в резервуарі аерують.

7.3 Завдання для самостійної роботи 7

Розрахувати основні конструкційні характеристики хлораторної установки за прикладом.

Таблиця 7.2 – Варіанти для розрахунку хлораторної установки

№ варіанту	Параметри			
	$Q, \text{ м}^3/\text{добу}$	$K_{зат.макс}$	$D_{Cl_2}, \text{ г}/\text{м}^3$	Кількість хлораторів
1, 8, 17	20 000	1,55	2,5	3
2, 9, 18	25 000	1,57	2,6	2
3, 10, 19	28 000	1,55	2,7	4
4, 11, 20	30 000	1,56	2,9	2
5, 12, 21	31 000	1,54	3,0	5
6, 13, 22	33 000	1,55	3,1	3
7, 14, 23	35 000	1,53	2,5	2
15, 24, 26	37 000	1,56	2,8	4
16, 25, 27	40 000	1,57	3,0	5

РЕКОМЕНДОВАНА ЛІТЕРАТУРА

1. Айрапетян, Т.С. Конспект лекцій з дисципліни «Особливості промислового водопостачання» / Т.С. Айрапетян. – Х.: ХНУМГ, 2014. – 87 с.
2. Запольський А.К. Водопостачання, водовідведення та якість води / А.К. Запольський. – К.: Вища школа, 2005. – 671 с.
3. Іванченко, Л.В. Хімія і технологія води: навч. посіб. / Л.В. Іванченко, В.Я. Кожухар, В.В. Брем. – Одеса : Екологія, 2017. – 208 с.
4. Методи контролю якості харчової продукції: навч. посіб. Ч. 2 / О.І. Черевко [та інш.]. – Х.: ХДУХТ, 2008. – 242 с.
5. Орлов, В.О. Технологія підготовки питної води: навч. посіб. / В.О. Орлов, А.М. Орлова, В.О. Зошук. – Рівне: НУВГП, 2010. – 176 с.
6. Орлова, А.М. Водопідготовка: інтерактивний комплекс навчально-методичного забезпечення / А.М. Орлова, В.О. Орлов. – Рівне: НУВГП, 2009. – 182 с.
7. Рибалова, О.В. Водопостачання та водовідведення: курс лекцій / О.В. Рибалова. – Х: НУЦЗУ, 2017. – 195 с.
8. Технологія та обладнання одержання питної та технічної води. Практикум. Частина 1. [Електронний ресурс]: навчальний посібник для студ. спеціальності 161 «Хімічні технології та інженерія», спеціалізації «Хімічні технології неорганічних речовин та водоочищення» / Н.М. Толстопалова, М.І. Літинська, Т.І. Обушенко. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. – 101 с.
9. Харчові технології у прикладах і задачах: підручник / Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ [та інш.]. – К.: Центр учбової літератури, 2008. – 576 с.
10. Cheremisinoff, N.P. Handbook of water and wastewater treatment technologies / N.P. Cheremisinoff. – В.: Butterworth-Heinemann, 2002. – 645 p.
11. Senior, D. Technology of bottled water / D. Senior, N. Dege. – Second Edition. – UK.: Blackwell Publishing, 2005 – 411 p.

Допоміжна

1. Брик, М.Т. Питна вода і мембранні технології (огляд) / М.Т. Брик // Наукові записки. – Том 18. Хімічні науки. – 2000. – С. 1 – 24.
2. Перспективи майбутнього та реалії сьогодення в технологіях водопідготовки: матеріали II Міжнародної науково-практичної конференції, м. Київ, 19–20 квітня 2018 р. / Національний університет харчових технологій; редкол.: А.І. Українець [та інш.]. – К.: НУХТ, 2018. – 215 с.
3. Технологія та обладнання одержання питної та технічної води: фізико-хімічні основи і алгоритми розрахунків процесів водопідготовки: навч. посіб. / Н.М. Толстопалова [та інш.]. – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. – 130 с.

4. Третя науково-практична конференція з міжнародною участю «Вода в харчовій промисловості»: Збірник матеріалів Третьої науково-практичної конференції / Одеська національна академія харчових технологій; редкол.: Б.В. Єгоров (гол. ред.) [та інш.]. – Одеса: ОНАХТ, 2012. – 192 с.