

**КИЇВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
БУДІВНИЦТВА І АРХІТЕКТУРИ**

Факультет інженерних систем та екології  
Кафедра водопостачання та водовідведення

“ Допустити до захисту в  
АЕК”

Завідувач кафедри

„\_\_\_” \_\_\_\_\_ 20\_\_ року

**ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА  
ДО АТЕСТАЦІЙНОЇ РОБОТИ  
НА ЗДОБУТТЯ ОСВІТНЬОГО СТУПЕНЯ МАГІСТРА ЗА ОПП/ОНП**

Очищення стічних вод від іонів заліза із застосуванням магнітних сорбентів

(назва)

Виконав студент групи ВВМ-24

Вишнівський Андрій Васильович

(прізвище, ім'я та по батькові повністю)

Спеціальність: 192. Будівництво та цивільна  
інженерія

Спеціалізація: Водопостачання та водовідведення

Керівник: Самченко Д.М.

(прізвище, ініціали)

к.т.н., старший дослід.

науковий ступінь, вчене звання

Рецензент: Кочетов Г.М.

(прізвище, ініціали)

д.т.н., проф.

науковий ступінь, вчене звання

Київ 2025 р.

**КИЇВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
БУДІВНИЦТВА І АРХІТЕКТУРИ**

Факультет інженерних систем та екології  
Кафедра водопостачання та водовідведення

Освітній ступінь: магістр  
Спеціальність: 192 – Будівництво та цивільна інженерія  
Спеціалізація: «Водопостачання та водовідведення»

**ЗАТВЕРДЖУЮ**  
Завідувач кафедри

„\_\_\_” \_\_\_\_\_ 20\_\_ року

**З А В Д А Н Н Я  
ДО ВИКОНАННЯ КВАЛІФІКАЦІЙНОЇ РОБОТИ  
НА ЗДОБУТТЯ ОСВІТНЬОГО СТУПЕНЯ МАГІСТРА**

Вишнівський Андрій Васильович

*(прізвище, ім'я та по батькові студента)*

1. Тема роботи Очищення стічних вод від іонів заліза із застосуванням магнітних сорбентів

затверджена наказом ректора КНУБА № 1481/24/25 від «17» вересня 2025 року

2. Керівник роботи к.т.н., старший дослід. Самченко Д.М.  
*(прізвище, ім'я та по батькові, науковий ступінь, вчене звання)*

3. Строк подання студентом роботи до захисту \_\_\_\_\_

4. Вихідні дані та зміст роботи за розділами:

Інженерна частина

Для розрахунку водопровідної мережі та споруд приймаються такі дані: у місті проживає 114 000 осіб, забудова поділяється на два райони з поверховістю п'ять і чотири поверхи відповідно. Питомі норми водоспоживання становлять 250 л/добу для першого району та 190 л/добу для другого. На території міста працюють п'ять промислових підприємств, водоспоживання яких також враховується. Ці показники є основою для визначення витрат води та продуктивності водозабірних, очисних споруд і насосних станцій.

Спеціальна частина

Проведення сорбційних досліджень очистки стічних вод від іонів заліза з використанням магнітних сорбентів отриманих методом феритизації. Вихідні данні сорбційних досліджень: початкова концентрація іонів  $Fe^{2+}$  в стічній воді ( $C = 2 \div 120$  мг/дм<sup>3</sup>); наважка сорбенту порошку (120 мг); швидкість орбітального встряхування (240 об/хв); об'єм стічних вод в колбі (100 мл); тривалість сорбції (24 год); розмір зерен порошоків сорбентів (0,6 мм).

Додаткові дані

---

---

---

---

1. Календарний план виконання роботи:

Види робіт та їх зміст	Дата виконання
<b>Інженерна частина:</b>	
1. Розрахунок водопровідної мережі	
2. Розрахунок водозабірних споруд	
3. Розрахунок очисних споруд	
<b>Спеціальна частина:</b>	
1. Проаналізувати сучасний стан очистки стічних вод гальванічних виробництв	
2. Вибір напрямку досліджень. Теоретичні передумови, мета та задачі досліджень	
3. Дослідити структурні властивості отриманих осадів феритизації для подальшого використання як сорбуючого матеріалу	
4. Провести лабораторні дослідження сорбційної ємності вилучення іонів заліза при очистки стічних вод отриманими магнітними сорбентами	
5. На основі отриманих експериментальних даних виконати моделювання ізотерм адсорбції	
6. Здійснити техніко-економічну оцінку застосування комплексної технології очистки стічних вод гальванічних виробництв	
<b>Додаткові розділи:</b>	
1. Охорона праці	
2. Автоматизація	
Перевірка на плагіат	
Попередній захист або розгляд роботи на кафедрі	
Рецензування	

2. Консультанти розділів кваліфікаційної роботи

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Перевірів	
		дата	підпис
1.5	Клімова І.В.		
1.6	Вольтерс А.О.		

3. Дата видачі завдання \_\_\_\_\_

**Керівник** \_\_\_\_\_

( підпис )

(прізвище та ініціали)

**Здобувач** \_\_\_\_\_

( підпис )

(прізвище та ініціали)

## ЗМІСТ

<b>РОЗДІЛ I. Інженерна частина.....</b>	<b>7</b>
1. 1 Водопровідна мережа .....	8
1.1.1 Визначення водоспоживання.....	8
1.1.2 Визначення погодинних витрат води.....	13
1.1.3 Вибір схеми водопостачання і трасування водопровідної мережі .....	14
1.1.4 Визначення місткості резервуарів чистої води .....	15
1.1.5 Гідравлічний розрахунок водопровідної мережі.....	16
1.1.6 Визначення розрахункових режимів роботи водопровідних мереж.....	20
1.1.7 Схеми попереднього поточкорозподілення.....	21
1.1.8 Результати гідравлічного розрахунку .....	22
1.1.9 Визначення вільних напорів в водопровідній мережі.....	23
1.2 Водозабірні споруди.....	27
1.2.1 Вихідні дані.....	27
1.2.2 Визначення розрахункової подачі водозабору.....	27
1.3 Насосна станція II підйому.....	32
1.3.1 Основні поняття про насосні станції.....	32
1.3.2 Визначення розрахункового напору насосів II-го підйому...	34
1.3.3 Визначення діаметрів трубопроводів насосної станції.....	36
1.3.4 Визначення відмітки осі насоса.....	37
1.3.5 Визначення втрат напору в насосній станції.....	37
1.4 Очисні споруди.....	38
1.4.1 Вихідні дані.....	38
1.4.2 Визначення витрати водоочисної станції.....	38
1.4.3 Вибір технологічної схеми очистки води і складу споруд.....	39
1.4.4 Розробка висотної схеми водоочисної станції.....	40
1.4.5 Розрахунок споруд і обладнання реагентного господарства...	41
1.4.6 Розрахунок окремих апаратів і споруд.....	51
1.4.7 Розрахунок споруд для обробки промивної води та осаду.....	57
1.5 Охорона праці.....	60

1.5.1	Потенційно-небезпечні та шкідливі виробничі фактори в системах водопостачання та водовідведення.....	61
1.5.2	Техніка безпеки.....	62
1.6	Автоматизація.....	64
1.6.1	Процес хлорування на очисних спорудах.....	65
1.6.2	Пояснення роботи функціональної схеми автоматизації.....	66
<b>РОЗДІЛ II. Спеціальна частина. Очищення стічних вод від іонів заліза із застосуванням магнітних сорбентів .....</b>		<b>69</b>
Вступ.....		70
2.1	Аналіз сучасного стану очищення стічних вод гальванічних виробництв від сполук важких металів.....	72
2.1.2	Стічні води промислових виробництв, поводження з ними та їх екологічна небезпека .....	72
2.1.3	Основні методи очистки промивних стічних вод і розчинів гальванічних виробництв від іонів важких металів .....	78
2.1.4	Сучасний стан підземних вод України та існуючі методи очистки їх від сполук важких металів .....	84
2.1.5	Застосування магнітних сорбентів для очистки стічних вод...	91
2.1.6	Утилізація відпрацьованих сорбентів .....	91
2.2	Адаптація методик експериментальних досліджень.....	96
2.2.1	Методика феритизаційної переробки відпрацьованих технологічних розчинів.....	96
2.2.2	Структурні дослідження магнітних сорбційних матеріалів, які отримані з осадів феритизації .....	98
2.2.3	Методики сорбційних досліджень .....	98
2.2.4	Визначення вмісту іонів заліза у водних розчинах .....	100
2.2.5	Ізотерми адсорбції важких металів досліджуваними сорбційними матеріалами .....	100
2.3	Результати експериментальних досліджень .....	103
2.3.1	Результати структурних досліджень феритизаційних осадів..	103
2.3.2	Моделювання даних експериментальної ізотерми адсорбції..	108
2.4	Технічні та економічні аспекти застосування комплексного	116

очищення стічних вод .....	
2.4.1 Розробка комплексної технологічної схеми очищення стічних вод гальванічних виробництв .....	116
2.4.2 Техніко-економічна оцінка розробленої комплексної технології очищення стічних вод гальванічних виробництв.....	120
Висновки.....	123
Список використаної літератури.....	124

# Розділ І

## Інженерна частина

<i>Змін</i>	<i>Кіл.</i>	<i>Арк..</i>	<i>№ док.</i>	<i>Підп.</i>	<i>Дата</i>			
						<i>Стадія</i>	<i>Аркуш</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Перевірів</i>		<i>Самченко Д.М.</i>				<i>ДП</i>	<i>1</i>	<i>53</i>
						<i>Інженерна частина</i>		
<i>Виконав</i>		<i>Вишнієський А.В.</i>						

## 1.1 Водопровідна мережа

### 1.1.1 Визначення водоспоживання

За матеріалами генерального плану міста для кожного району окремо визначають загальну площу території, що включає площі житлової забудови, вулично-дорожньої мережі та зелених насаджень. Отримані показники заносять до таблиці 1.1.

Таблиця 1.1 – Площини районів міста

Райони міста	Загалом	Забудова	Вулиці	Зелені насадження
1	3,11	2,31	0,45	0,35
2	2,13	1,62	0,28	0,23

Площу житлової забудови  $F$  множать на задану щільність населення  $P$ , після чого визначають розрахункову кількість мешканців  $N$  у кожному районі міста

$$\text{Район №1} \quad N_1 = F_1 \cdot P_1 = 2,31 \cdot 30000 = 69300 \text{ чол.}$$

$$\text{Район №2} \quad N_2 = F_2 \cdot P_2 = 1,62 \cdot 27000 = 43740 \text{ чол.}$$

Розрахунок добового об'єму господарсько-питного водоспоживання населення виконують у табличній формі та оформлюють у таблиці 1.2.

Таблиця 1.2 – Водопостачання населенням міста

Райони міста	Кількість мешканців, $N$	Питоме водопостачання, $q_{ж}$ , л/доб	Розрахункова добова витрата води, $Q_{доб.}$ , м <sup>3</sup> /доб.	Коефіцієнт добової нерівномірності, $K_{доб. макс}$	Розрахункова витрата води в добу найбільшого водоспоживання, $Q_{доб. макс.}$ , м <sup>3</sup> /доб.
1	69300	250	17325	1,2	20790
2	43740	190	8310	1,2	9973

Питоме господарсько-питне водоспоживання  $q_{ж}$  приймають відповідно до вимог СНиП 2.04.02-84.

На основі цих нормативів визначають розрахункову середню за рік добову витрату води на господарсько-питні потреби населення, виражену у м<sup>3</sup>/добу.

$$Q_{доб.сер.} = \frac{N \cdot q_{ж}}{1000};$$

Коефіцієнт добової нерівномірності водоспоживання для даного міста приймається рівним  $K_{доб.мах} = 1,2$ . Господарсько-питні потреби промислових підприємств узагальнюють у таблицях 1.3 і 1.4. Норми витрати води для цехів із підвищеним тепловиділенням становлять 45 л/зміну на одного працюючого при коефіцієнті годинної нерівномірності  $K_{год} = 2,5$ ; для звичайних цехів норма становить 45 л/зміну при  $K_{год} = 3$ .

Кількість душових сіток визначають залежно від чисельності працівників у максимальну зміну та характеру виробничих процесів. Норма водоспоживання однієї душової сітки за зміну, враховуючи 45 хвилин роботи після завершення зміни, становить 500 л/год, що відповідає 375 л за зміну.

Таблиця 1.3 – Водоспоживання на виробничі потреби підприємств міста

Підприємство	Номер зміни	Одиниця продукції	Витрата на одиницю продукції, м <sup>3</sup>	Кількість продукції по змінах і на добу	Добовий об'єм водоспоживання, м <sup>3</sup>
Хлібозавод	1	т	4	40	160
	2	т	4	30	120
	3	т	4	30	120
Сироварний завод	1	т	35	50	1750
	2	т	35	30	1050
Ковбасна фабрика	1	т	27	90	2430
	2	т	27	70	1890
Завод капронового волокна	1	т	130	12	1560
	2	т	130	9	1170
	3	т	130	9	1170

Кондитерська фабрика	1	т	22	40	880
	2	т	22	20	440
	<b>12740</b>				

Таблиця 1.4 – Господарсько-питне водоспоживання робітниками підприємства

Підприємство	Номер зміни	Цехи з підвищеним тепловиділенням			Звичайні цехи			Прийом душа			Загальний об'єм водоспоживання, м <sup>3</sup> /доб.
		Кількість робітників по змінах	Норма водоспоживання за зміну, л	Витрата води, м <sup>3</sup> /доб.	Кількість робітників по змінах	Норма водоспоживання за зміну, л	Витрата води, м <sup>3</sup> /доб.	Кількість працюючих душових сіток	Норма водоспоживання за зміну, л	Витрата води, м <sup>3</sup> /доб.	
Сироварний завод	1	9	45	0,405	21	25	0,525	5	375	1,875	2,805
	2	9	45	0,405	21	25	0,525	5	375	1,875	2,805
Хлібозавод	1	8	45	0,360	4	25	0,100	3	375	1,125	1,585
	2	6	45	0,270	3	25	0,075	2	375	0,750	1,095
	3	6	45	0,270	3	25	0,075	2	375	0,750	1,095
Ковбасна фабрика	1	30	45	1,350	70	25	1,750	7	375	2,625	5,725
	2	24	45	1,080	56	25	1,400	6	375	2,250	4,730
Завод капронового волокна	1	780	45	35,100	1170	25	29,250	140	375	52,500	16,850
	2	700	45	31,500	1050	25	26,250	125	375	46,875	04,625
	3	700	45	31,500	1050	25	26,250	125	375	46,875	04,625
Кондитерська фабрика	1	40	45	1,800	60	25	1,500	7	375	2,625	5,925
	2	32	45	1,440	48	25	1,200	6	375	2,250	4,890

Добовий об'єм водоспоживання для поливу вулиць і зелених насаджень визначають відповідно до вимог СНиП 2.04.02-84, використовуючи дані таблиці 3.

Таблиця 1.5 – Витрата води на поливання зелених насаджень і вулиць

Район міста	Вулиці			Зелені насадження			Всього, м <sup>3</sup> /доб.
	Площа, км <sup>2</sup>	Норма витрати, м <sup>3</sup> /км <sup>2</sup>	Витрата води, м <sup>3</sup> /доб.	Площа, км <sup>2</sup>	Норма витрати, м <sup>3</sup> /км <sup>2</sup>	Витрата води, м <sup>3</sup> /доб.	
1	0,45	300	135	0,35	3000	1050	1185
2	0,28	300	84	0,23	3000	690	774

Норми витрати води становлять: 0,3 л/м<sup>2</sup> — при механізованому поливанні удосконалених покриттів, проїздів і площ; 3 л/м<sup>2</sup> — при поливанні зелених насаджень та парків.

Таблиця 1.6 – Баланс добового водоспоживання міст

N п/п	Споживач	Витрата води, м <sup>3</sup>	
		середньодобова	за добу максимального водоспоживання
1	Населення 1-го району	17325	20790
	Невраховані витрати місцевої промисловості, що обслуговує населення (5-10% витрати води населенням)	1732,5	2079
	Всього:	19057,5	22869
2	Населення 2-го району	8310	9973
	Невраховані витрати	831	997,3
	Всього:	9141	10970,3
3	Поливання вулиць і площ 1-го району	135	202,5
	Поливання зелених насаджень 1-го району	1050	1050
	Всього:	1185	1252,5
4	Поливання вулиць і площ 2-го району		

	району	84	126
	Поливання зелених насаджень 2-го району	690	690
	Всього:	774	816
5	ППр. №1 Хлібозавод		
	Промислові потреби	400	400
	Господарсько-питні потреби	1,15	1,15
	Душ	2,625	2,625
	Всього:	403,775	403,775
6	ППр. №2 Сироварний завод		
	Промислові потреби	2800	2800
	Господарсько-питні потреби	1,86	1,86
	Душ	3,75	3,75
	Всього:	2805,61	2805,61
7	ППр. №3 Ковбасна фабрика		
	Промислові потреби	4320	4320
	Господарсько-питні потреби	5,58	5,58
	Душ	4,875	4,875
	Всього:	4330,455	4330,455
8	ППр. №4 Завод капронового волокна		
	Промислові потреби	3900	3900
	Господарсько-питні потреби	179,85	179,85
	Душ	146,25	146,25
	Всього:	4226,1	4226,1
9	ППр. №5 Кондитерська фабрика		
	Господарсько-питні потреби	1320	1320
	Всього:	4,875	4,875
		1330,815	1330,815
10	Всього по місту	43254,25	49004,55

### 1.1.2 Визначення погодинних витрат води

Для кожного району міста визначають коефіцієнт годинної нерівномірності водоспоживання населення. Розрахунок виконується за формулою  $K_{\text{Год.мах}}$  з урахуванням коефіцієнтів, наведених у СНиП 2.04.02-84. Для першого району значення становить:

$$K_{\text{Год.мах.1}} = 1,3 \cdot 1,13 = 1,4.$$

Для другого району:

$$K_{\text{Год.мах.2}} = 1,3 \cdot 1,16 = 1,6.$$

Перший із використаних коефіцієнтів враховує ступінь благоустрою будівель, режим роботи підприємств та інші місцеві особливості, а другий — кількість мешканців у відповідному районі. Витрати води в години добового максимуму визначають відповідно до отриманих значень  $K_{\text{Год.мах}}$  за типовими графіками.

Сумарні погодинні витрати води розраховують та подають у рисунку 1.1.

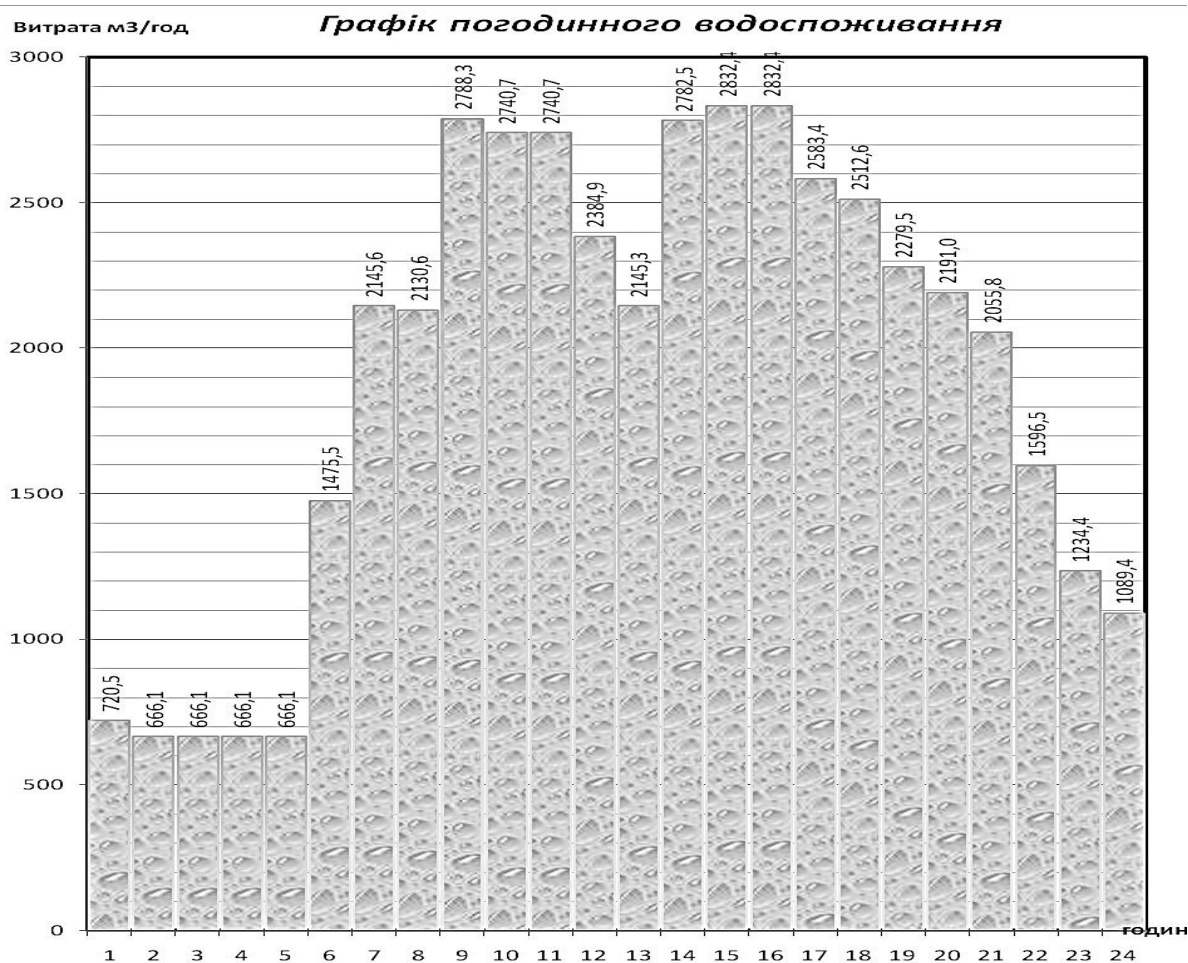


Рисунок 1.1 – Графік погодинного водопостачання

Витрати на промислові потреби приймаються рівномірними протягом робочої зміни. У проєкті передбачена восьмигодинна зміна з початком роботи першої зміни о 8-й годині. Водоспоживання для душових установок триває протягом 45 хвилин після завершення кожної зміни.

Поливання площ та вулиць здійснюють у години середнього та мінімального водоспоживання, уникаючи забору води в періоди максимальних потреб населення та промислових підприємств.

### 1.1.3 Вибір схеми водопостачання і трасування водопровідної мережі

Траси магістральної водопровідної мережі прокладають з урахуванням основних вимог. По-перше, їх розміщують поблизу великих споживачів для забезпечення достатнього вільного напору в розподільчій мережі. По-друге, траси проходять через густонаселені райони, де зосереджена найбільша кількість водоспоживачів. Крім того, за можливості вони орієнтуються на найвищі відмітки місцевості, що сприяє створенню необхідних вільних напорів. Також при проєктуванні враховують гідрологічні умови та забезпечують максимально рівномірне охоплення території.

Джерелом водопостачання для міста є підземні води. Подавання води до розподільчої мережі здійснюється насосною станцією другого підйому по двох водоводах. Водоводи підключаються до магістральної мережі у точках 1 та 6, від яких вона далі трасується територією міста.

Таблиця 1.7 – Визначення регулюючого об'єму РЧВ, м<sup>3</sup>

Години доби	Подача води насосами		Надходження води в резервуар	Витрата води з резервуара	Залишок води в резервуарі
	НС 1-го п.	НС 2-го п.			
0-1	2041,86	1100	941,86	-	941,86
1-2	2041,86	1100	941,86	-	1883,72
2-3	2041,86	1100	941,86		2825,58
3-4	2041,86	1100	941,86		3767,44
4-5	2041,86	1100	941,86		4709,3

5-6	2041,86	1100	941,86		5651,16
6-7	2041,86	1100	941,86		<b>6593,02</b>
7-8	2041,86	2714,6		672,76	5920,26
8-9	2041,86	2714,6		672,76	5247,5
9-10	2041,86	2714,6		672,76	4574,74
10-11	2041,86	2714,6		672,76	3901,98
11-12	2041,86	2714,6		672,76	3229,22
12-13	2041,86	2714,6		672,76	2556,46
13-14	2041,86	2714,6		672,76	1883,7
14-15	2041,86	2714,6		672,76	1210,94
15-16	2041,86	2714,6		672,76	538,18
16-17	2041,86	2714,6		672,76	-134,58
17-18	2041,86	2714,6		672,76	-807,34
18-19	2041,86	2714,6		672,76	-1480,1
19-20	2041,86	2714,6		672,76	-2152,86
20-21	2041,86	2714,6		672,76	<b>-2825,62</b>
21-22	2041,86	1100	941,86		-1883,76
22-23	2041,86	1100	941,86		-941,9
23-24	2041,86	1100	941,86		-0,03
	49004,55	49004,55			

### 1.1.4 Визначення місткості резервуарів чистої води

Повна місткість РЧВ:

$$W = W_p + W_{\text{пож.}} + W_{\text{мах.госп.}} + W_{\text{в.п.}} + W_{\text{н.с.1-госп.}}$$

$$= (6593,02 + 2825,62) + 810 + 8143,8 + 2940,3 + 6125,58 = 27438,32 \text{ м}^3;$$

$W_p$  – регулюючий об'єм РЧВ,  $\text{м}^3$ ;

$W_{\text{пож}}$  – протипожежний запас води.

$$W_{\text{пож.}} = \frac{3 \cdot n \cdot q_{\text{зовн.}} \cdot 60 \cdot 60}{1000} = \frac{3 \cdot 3 \cdot 25 \cdot 60 \cdot 60}{1000} = 810 \text{ м}^3;$$

$n$  – кількість одночасних пожеж;

$q_{\text{зовн.}}$  – розрахункова витрата на одну пожежу;

$W_{\text{мах.госп.}}$  – найбільший тригодинний господарський запас води, який визначають за табл. 8.

$W_{\text{в.п.}}$  – витрати на власні потреби (6-8% від  $Q_{\text{доб max}}$ ).

$W_{н.с.1-го п.}$  – об’єм води, що подається насосною станцією 1-го підйому на протязі 3-х годин гасіння пожежі.

$n=3$  (СНиП 2.04.02. –84. таб. №5)

$q_{зовн.}=25$ л/с (СНиП 2.04.02. –84. таб. №5)

Приймаємо 2 РЧВ місткістю 15000 м<sup>3</sup> кожний.

Таблиця 1.8 – Визначення секундних витрат води

Одиниця	Населення району		Промислове підприємство					Всього
	I	II	1	2	3	4	5	
<i>мах</i>								
м <sup>3</sup> /год	1216,2	668,2	20,06	218,66	304,14	203,04	110,41	2925,52
л/с	384,33	190,46	5,57	60,74	84,48	56,40	30,67	812,64
<i>мін</i>								
м <sup>3</sup> /год	423,08	154,6	15,04	-	-	153,47	-	755,05
л/с	117,52	45,41	4,18	-	-	42,63	-	209,74

### 1.1.5 Гідралічний розрахунок водопровідної мережі

Водопровідну мережу поділяють на розрахункові ділянки, які обмежуються вузлами. Вузли розміщують у місцях з’єднання магістральних ліній, підключення водоводів до магістральної мережі, а також у точках зосереджених водовідборів, зокрема при підключенні підприємств. Відстань між сусідніми вузлами приймається у межах 500–1500 м. Після поділу мережі на ділянки виконують нумерацію вузлів та фіксують довжини окремих відрізків між ними.

У кожному кільцевому фрагменті мережі кількість вузлів, як правило, не перевищує 4–6. Довжину магістральної водопровідної мережі визначають окремо для кожного району міста. Якщо межа районів проходить уздовж магістральної лінії, її довжину розподіляють порівну між двома районами. До загальної довжини мережі не включають водоводи від насосної станції та відгалуження на

підприємства. Сума довжин магістральних ліній по районах повинна відповідати загальній довжині водопровідної мережі міста.

$$\sum l_1 + \sum l_2 = \sum l$$

$$\sum l_1 = 340 + 765 + 500 + 405 + 765 + 550 + 535 + 790 + 500 + 450 + 790 + 565/2 + 878/2 + 950/2 = 7586,5 \text{ м.}$$

$$\sum l_2 = 730 + 570 + 670 + 755 + 500 + 450 + 755 + 565/2 + 878/2 + 950/2 = 5626,5 \text{ м}$$

$$\sum l = \sum l_1 + \sum l_2 = 7586,5 + 5626,5 = 13213 \text{ м}$$

Для кожного розрахункового режиму складають окрему схему водопровідної мережі. На таких схемах позначають вузлові витрати, зосереджені витрати на промислових підприємствах, а також витрати води, що подаються водоводами від насосної станції до мережі. У схемі режиму пожежогасіння додатково вказують зосереджені витрати на потреби гасіння пожеж. Розрахункова кількість одночасних пожеж визначається відповідно до СНиП 2.04.02-84, а їх місцезрештування приймають у найвіддаленіших та найвищих точках водопровідної мережі.

На розрахункових схемах виконують початковий потякорозподіл, визначаючи стрілками напрямки руху води по кожній магістралі. При цьому дотримуються умови балансу витрат у кожному вузлі: кількість води, що надходить у вузол, має дорівнювати сумі витрати, що виходить із вузла, та вузлової витрати.

Оскільки живлення мережі здійснюється двома водоводами, підключеними до різних вузлів, подачу води насосною станцією другого підйому розраховують таким чином, щоб кільце, утворене водоводами та прилеглими магістральними лініями, було гідравлічно ув'язане. Для кожного району додатково визначають величину питомої витрати води в режимі максимального водоспоживання.

$$q_{\text{пит.1}} = \frac{q_{\text{н1}}}{\sum l_1} = \frac{384.33}{7586.5} = 0,05066 \text{ л/см}$$

$$q_{\text{пит.2}} = \frac{q_{\text{н2}}}{\sum l_2} = \frac{190.46}{5626.5} = 0,03385 \text{ л/см}$$

Вузлові витрати визначають як напівсуму всіх подорожніх витрат, що надходять до даного вузла або відходять від нього:

$$q_{\text{в1}} = q_{\text{пит.1}} \cdot \frac{l_{1-2} + l_{1-15}}{2} = 0,05066 \cdot \frac{500 + 765}{2} = 32,04 \text{ л/с}$$

$$q_{в2}=q_{пит.1} \cdot \frac{l_{1-2} + l_{2-3}}{2} = 0,05066 \cdot \frac{500+405}{2} = 22,92 л/с$$

$$q_{в3}=q_{пит.1} \cdot \frac{l_{2-3} + l_{3-4} + l_{3-16}}{2} = 0,05066 \cdot \frac{405+550+765}{2} = 43,57 л/с$$

$$q_{в4}=q_{пит.1} \cdot \frac{l_{3-4} + l_{4-5}}{2} = 0,05066 \cdot \frac{550+535}{2} = 27,48 л/с$$

$$q_{в5}=q_{пит.1} \cdot \frac{l_{4-5} + l_{5-6} + l_{5-17}}{2} = 0,05066 \cdot \frac{535+500+790}{2} = 46,23 л/с$$

$$q_{в6}=q_{пит.1} \cdot \frac{l_{5-6} + l_{6-7}}{2} = 0,05066 \cdot \frac{500+450}{2} = 24,06 л/с$$

$$q_{в7}=q_{пит.1} \cdot \frac{l_{6-7} + l_{7-8}}{2} = 0,05066 \cdot \frac{450+790}{2} = 31,41 л/с$$

$$q_{в8}=q_{пит.1} \cdot \frac{l_{8-7} + 0,5 \square l_{17-8}}{2} + q_{пит.2} \cdot \frac{l_{8-9} + 0,5 \square l_{17-8}}{2} = 0,05066 \cdot \frac{790+475}{2} + 0,03385 \cdot$$

$$\frac{755+475}{2} = 32,04 + 20,82 = 52,86 л/с$$

$$q_{в9}=q_{пит.2} \cdot \frac{l_{8-9} + l_{9-10}}{2} = 0,03385 \cdot \frac{755+450}{2} = 20,39 л/с$$

$$q_{в10}=q_{пит.2} \cdot \frac{l_{10-11} + l_{9-10}}{2} = 0,03385 \cdot \frac{500+450}{2} = 16,08 л/с$$

$$q_{в11}=q_{пит.2} \cdot \frac{l_{10-11} + l_{11-17} + l_{11-12}}{2} = 0,03385 \cdot \frac{500+755+670}{2} = 32,58 л/с$$

$$q_{в12}=q_{пит.2} \cdot \frac{l_{11-12} + l_{12-13}}{2} = 0,03385 \cdot \frac{670+570}{2} = 20,99 л/с$$

$$q_{в13}=q_{пит.2} \cdot \frac{l_{12-13} + l_{13-14}}{2} = 0,03385 \cdot \frac{570+730}{2} = 22,00 л/с$$

$$q_{в14}=q_{пит.1} \cdot \frac{l_{15-14} + 0,5 \square l_{14-16}}{2} + q_{пит.2} \cdot \frac{l_{13-14} + 0,5 \square l_{14-16}}{2} = 0,05066 \cdot \frac{340+282,5}{2} + 0,03385 \cdot$$

$$\frac{730+282,5}{2} = 15,77 + 17,13 = 32,90 л/с$$

$$q_{в15}=q_{пит.1} \cdot \frac{l_{14-15} + l_{15-1}}{2} = 0,05066 \cdot \frac{340+765}{2} = 27,99 л/с$$

$$q_{в16}=q_{пит.1} \cdot \frac{l_{3-16} + 0,5 \square l_{14-16} + 0,5 \square l_{16-17}}{2} + q_{пит.2} \cdot \frac{0,5 \square l_{14-16} + 0,5 \square l_{16-17}}{2} = 0,05066 \cdot$$

$$\frac{765+282,5+439}{2} + 0,03385 \cdot \frac{282,5+439}{2} = 37,65 + 12,21 = 49,86 л/с$$

$$q_{в17} = q_{пит.1} \cdot \frac{l_{5-17} + 0.5l_{16-17} + 0.5l_{8-17}}{2} + q_{пит.2} \cdot \frac{l_{11-17} + 0.5l_{16-17} + 0.5l_{8-17}}{2} = 0,05066 \cdot$$

$$\frac{790 + 439 + 475}{2} + 0,03385 \cdot \frac{755 + 439 + 475}{2} = 43,16 + 28,25 = 71,41 \text{ л/с}$$

Перевірка:  $\sum q_{нас} = \sum q_{виз} = 574,79 = 574,79$

Для режиму мінімального водоспоживання:

$$q_{пит.1} = \frac{q_{н1}}{\sum l_1} = \frac{117,52}{7586,5} = 0,01549 \text{ л/с м}$$

$$q_{пит.2} = \frac{q_{н2}}{\sum l_2} = \frac{45,41}{5626,5} = 0,00807 \text{ л/с м}$$

$$q_{в1} = q_{пит.1} \cdot \frac{l_{1-2} + l_{1-15}}{2} = 0,01549 \cdot \frac{500 + 765}{2} = 9,80 \text{ л/с}$$

$$q_{в2} = q_{пит.1} \cdot \frac{l_{1-2} + l_{2-3}}{2} = 0,01549 \cdot \frac{500 + 405}{2} = 7,01 \text{ л/с}$$

$$q_{в3} = q_{пит.1} \cdot \frac{l_{2-3} + l_{3-4} + l_{3-16}}{2} = 0,01549 \cdot \frac{405 + 550 + 765}{2} = 13,32 \text{ л/с}$$

$$q_{в4} = q_{пит.1} \cdot \frac{l_{3-4} + l_{4-5}}{2} = 0,01549 \cdot \frac{550 + 535}{2} = 8,40 \text{ л/с}$$

$$q_{в5} = q_{пит.1} \cdot \frac{l_{4-5} + l_{5-6} + l_{5-17}}{2} + = 0,01549 \cdot \frac{535 + 500 + 790}{2} = 14,13 \text{ л/с}$$

$$q_{в6} = q_{пит.1} \cdot \frac{l_{5-6} + l_{6-7}}{2} = 0,01549 \cdot \frac{500 + 450}{2} = 7,36 \text{ л/с}$$

$$q_{в7} = q_{пит.1} \cdot \frac{l_{6-7} + l_{7-8}}{2} = 0,01549 \cdot \frac{450 + 790}{2} = 9,60 \text{ л/с}$$

$$q_{в8} = q_{пит.1} \cdot \frac{l_{8-7} + 0.5l_{17-8}}{2} + q_{пит.2} \cdot \frac{l_{8-9} + 0.5l_{17-8}}{2} = 0,01549 \cdot \frac{790 + 475}{2} + 0,00807 \cdot$$

$$\frac{755 + 475}{2} = 9,80 + 4,96 = 14,76 \text{ л/с}$$

$$q_{в9} = q_{пит.2} \cdot \frac{l_{8-9} + l_{9-10}}{2} = 0,00807 \cdot \frac{755 + 450}{2} = 4,86 \text{ л/с}$$

$$q_{в10} = q_{пит.2} \cdot \frac{l_{10-11} + l_{9-10}}{2} = 0,00807 \cdot \frac{500 + 450}{2} = 3,83 \text{ л/с}$$

$$q_{в11} = q_{пит.2} \cdot \frac{l_{10-11} + l_{11-17} + l_{11-12}}{2} = 0,00807 \cdot \frac{500 + 755 + 670}{2} = 7,77 \text{ л/с}$$

$$q_{в12} = q_{пит.2} \cdot \frac{l_{11-12} + l_{12-13}}{2} = 0,00807 \cdot \frac{670 + 570}{2} = 5,00 \text{ л/с}$$

$$q_{в13} = q_{пит.2} \cdot \frac{l_{12-13} + l_{13-14}}{2} = 0,00807 \cdot \frac{570 + 730}{2} = 5,24 \text{ л/с}$$

$$q_{в14} = q_{пит.1} \cdot \frac{l_{15-14} + 0,5l_{14-16}}{2} + q_{пит.2} \cdot \frac{l_{13-14} + 0,5l_{14-16}}{2} = 0,01549 \cdot \frac{340 + 282,5}{2} + 0,00807 \cdot \frac{730 + 282,5}{2} = 4,82 + 4,08 = 8,90 \text{ л/с}$$

$$q_{в15} = q_{пит.1} \cdot \frac{l_{14-15} + l_{15-1}}{2} = 0,01549 \cdot \frac{340 + 765}{2} = 8,56 \text{ л/с}$$

$$q_{в16} = q_{пит.1} \cdot \frac{l_{3-16} + 0,5l_{14-16} + 0,5l_{16-17}}{2} + q_{пит.2} \cdot \frac{0,5l_{14-16} + 0,5l_{16-17}}{2} = 0,01549 \cdot \frac{765 + 282,5 + 439}{2} + 0,00807 \cdot \frac{282,5 + 439}{2} = 11,51 + 2,91 = 14,42 \text{ л/с}$$

$$q_{в17} = q_{пит.1} \cdot \frac{l_{5-17} + 0,5l_{16-17} + 0,5l_{8-17}}{2} + q_{пит.2} \cdot \frac{l_{11-17} + 0,5l_{16-17} + 0,5l_{8-17}}{2} = 0,01549 \cdot \frac{790 + 439 + 475}{2} + 0,00807 \cdot \frac{755 + 439 + 475}{2} = 13,20 + 6,73 = 19,93 \text{ л/с}$$

Перевірка:  $162,93 = 162,93 \text{ л/с м}$

### 1.1.6 Визначення розрахункових режимів роботи водопровідних мереж

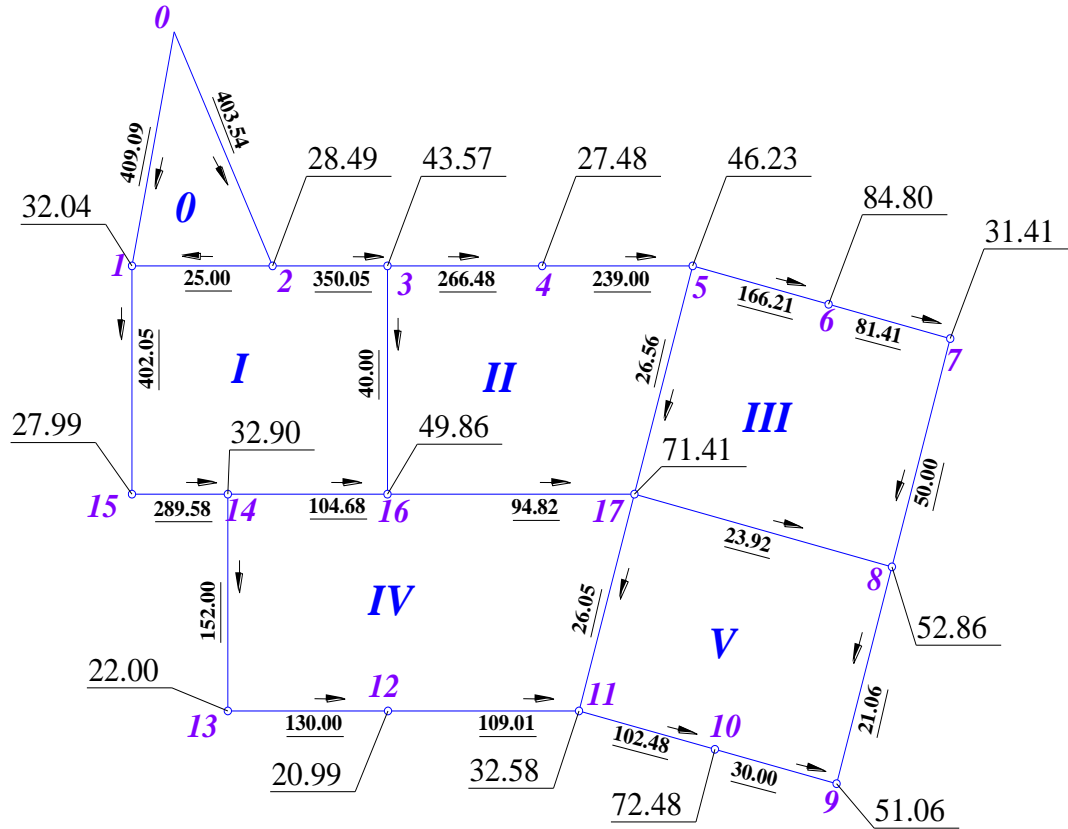
У даному проєкті передбачено три розрахункові режими роботи водопровідної мережі: режим максимального водоспоживання, режим мінімального водоспоживання та режим гасіння пожеж.

Таблиця 1.9 – Гідралічний розрахунок трубопроводів на відгалуженнях до підприємств міста

Розрахунков а ділянка.	Довжина розрахункової ділянки, м	Розрахунок ва витрата води, л/с	Діаметр труби, мм	Швидкість руху, м/с	1000i	Втрати напору
2-№1	100	5,57	80	1,05	30,5	0,30
6-№2	100	60,74	250	1,21	9,40	0,94
15-№3	100	84,48	300	1,16	6,82	0,68
10-№4	100	56,40	250	1,12	8,16	0,82
9-№5	100	30,67	200	0,95	7,9	0,79

## 1.1.7 Схеми попереднього поточкорозподілення

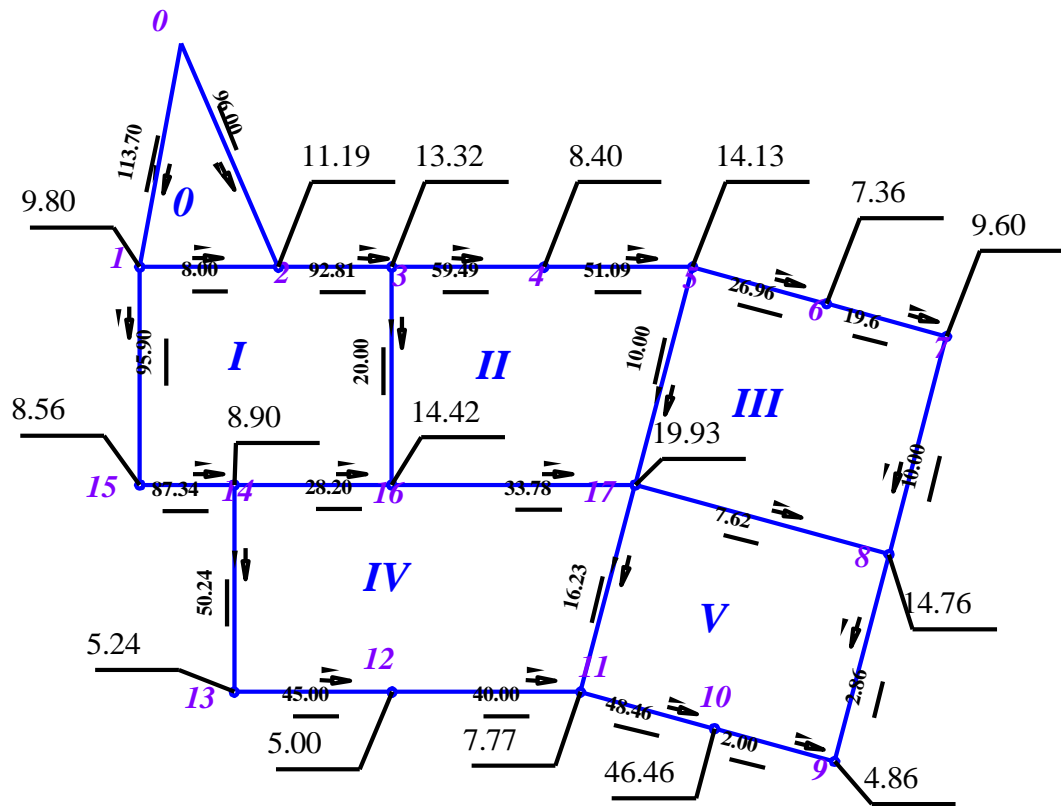
*Режим максимального водоспоживання*



*Режим гасіння пожеж при максимальному водозаборі*



Режим мінімального водоспоживання



1.1.8 Результати гідравлічного розрахунку

Таблиця 1.10 – Режим максимального водоспоживання  
(нев'язка по контуру 0,29)

Кільє	Ділянка	Довжина, м	Виграта, л/с	Діаметр, мм	1000 і	Швид- кість, м/с	Втрата напору, м	Матеріал труб	Напря мок
0	0-2	860	403,54	600	3,79	1,41	3,26	Чавун	+
	2-1	500	25,00	600	0,03	0,09	-0,02	Чавун	+
	0-1	800	409,09	600	3,88	1,43	-3,10	Чавун	-
I	1-2	500	25,00	600	0,03	0,09	0,02	Чавун	-
	2-3	405	350,05	500	8,40	1,79	3,40	Чавун	+
	3-16	765	40,00	250	4,30	0,80	3,29	Чавун	+
	16-14	565	140,68	400	4,35	1,11	-2,46	Чавун	-
	14-15	340	289,58	500	5,06	1,45	-1,72	Чавун	-

	15-1	765	402,05	600	3,76	1,41	-2,88	Чавун	-
<i>II</i>	3-4	550	266,48	600	1,85	0,92	1,02	Чавун	+
	4-5	535	239,00	600	1,57	0,85	0,84	Чавун	+
	5-17	790	26,56	200	5,82	0,82	4,60	Чавун	+
	17-16	878	94,82	350	3,78	0,96	-3,32	Чавун	-
	16-3	765	40,00	250	4,30	0,80	-3,29	Чавун	-
<i>III</i>	5-6	500	166,21	450	3,34	1,04	1,67	Чавун	+
	6-7	450	81,41	300	6,06	1,12	2,73	Чавун	+
	7-8	790	50,00	250	6,37	1,00	5,03	Чавун	+
	8-17	950	23,92	200	4,83	0,74	-4,59	Чавун	-
	17-5	790	26,56	200	5,82	0,82	-4,60	Чавун	-
<i>IV</i>	14-16	565	140,68	400	4,35	1,11	2,46	Чавун	+
	16-17	878	94,82	350	3,78	0,96	3,32	Чавун	+
	17-11	755	26,05	250	1,93	0,51	1,46	Чавун	+
	11-12	670	109,01	350	4,86	1,10	-3,26	Чавун	-
	12-13	570	130,00	400	3,52	1,01	-2,01	Чавун	-
	13-14	730	152,00	450	2,83	0,95	-2,06	Чавун	-
<i>V</i>	17-8	950	23,92	200	4,83	0,74	4,59	Чавун	+
	8-9	755	21,06	250	1,33	0,42	1,00	Чавун	+
	9-10	450	30,00	250	2,48	0,59	-1,31	Чавун	-
	10-11	500	102,48	350	4,63	1,04	-2,32	Чавун	-
	11-17	755	26,05	250	1,93	0,51	-1,46	Чавун	-

### 1.1.9 Визначення вільних напорів в водопровідній мережі

Вільні напори визначають у всіх вузлах магістральної водопровідної мережі для всіх розрахункових режимів її роботи. Розрахунок виконують, насамперед, для найбільш не вигідної точки мережі, якою вважається вузол, що є або найбільш віддаленим від насосної станції другого підйому, або має найвищу відмітку поверхні. Необхідний вільний напір у цій точці приймають залежно від поверховості забудови: для одноповерхових будівель він становить не менше 10 м, а для кожного наступного поверху додається по 4 м.

Фактичний вільний напір у вузлі, або так званий розташований напір, визначають як різницю між п'єзометричною відміткою та відміткою поверхні землі в даному вузлі. Отримані значення дають змогу оцінити достатність напору в

мережі та забезпечити надійну роботу водопроводу в усіх режимах. При роботі мережі в режимі пожежогасіння вільний напір не повинен бути меншим 10 м.

Для забудови вільний напір визначається за формулою:

$$H_B = H(n-1) + 10$$

n – кількість поверхів;

$$H_B = 4(5-1) + 10 = 26 \text{ м} \text{ – для 1-го району;}$$

$$H_B = 4(4-1) + 10 = 22 \text{ м} \text{ для 2-го району;}$$

Таблиця 1.11 – Визначення вільних напорів максимального водоспоживання

Номери точок	ділянка	Втрати напору h, м	Необхідний вільний напір Нв, м	Позначка		Фактичний Вільний Напір Нв, м
				п'єзометрична	землі	
НС	-		-	163,95	120,00	43,95
	НС-2	3,26				
2			26	160,69	120,60	40,09
	2-3	3,40				
3			26	157,29	122,30	34,99
	3-4	1,02				
4			26	156,27	124,20	32,07
	4-5	0,84				
5			26	155,43	125,80	29,63
	5-6	1,67				
6			26	153,76	125,80	27,96
	6-7	2,73				
7			26	151,03	124,95	26,08
	7-8	5,03				
8			26	146	120,00	26
	8-9	1,00				
9			22	145	118,60	26,4
	9-10	1,31				
10			22	146,31	118,50	27,81
-	10-11	2,32				
11			22	148,63	118,50	30,13
-	11-12	3,26				
12			22	151,89	118,30	33,59
	12-13	2,01				
13			22	153,9	118,10	35,8
	13-14	2,06	-			
14			26	155,96	119,55	36,41
	14-15	1,72				
15			26	157,68	118,20	39,48
	15-1	2,88				
1			26	160,56	118,70	41,86
	1-НС	3,10				
НС			-	163,66	120,00	43,66

Таблиця 1.12 – Визначення вільних напорів для режиму пожежогасіння

Номери точок	ділянка	Втрати напору h,м	Необхідний вільний напір Нв,м	Позначка		Фактичний Вільний Напір Нв, м
				п'єзометрична	землі	
НС			-	155,35	120,00	35,35
	НС-2	4,09				
2			10	151,26	120,60	30,66
	2-3	3,82				
3			10	147,44	122,30	25,14
	3-4	1,36				
4			10	146,08	124,20	21,88
	4-5	1,13				
5			10	144,95	125,80	19,15
	5-6	1,88				
6			10	143,07	125,80	17,27
	6-7	3,43				
7	--		10	139,64	124,95	14,69
	7-8	6,93				
8	-		10	132,71	120,00	12,71
	8-9	4,11				
9			10	128,60	118,60	10,00
	9-10	3,19				
10	-		10	131,79	118,50	13,29
	10-11	3,19				
11	--		10	134,98	118,50	16,48
	11-12	3,63				
12			10	138,61	118,30	20,31
	12-13	2,20				
13			10	140,81	118,10	22,71
	13-14	3,43	-			
14	-		10	144,24	119,55	24,69
	14-15	2,47				
15	-		10	146,71	118,20	28,51
	15-1	3,76				
1	-		10	150,47	118,70	31,77
	1-НС	4,07				
НС			-	154,54	120,00	34,54

Таблиця 1.13 – Визначення вільних напорів мінімального водоспоживання

Номери точок	ділянка	Втрати напору h,м	Необхідний вільний напір Нв,м	Позначка		Фактичний Вільний Напір Нв, м
				п'єзометрична	землі	
НС			-	152,51	120,00	32,51
	НС-2	0,26				
2			26	152,25	120,60	31,65
-	2-3	0,23				
3			26	152,02	122,30	29,72
	3-4	0,08				
4			26	151,94	124,20	27,74
	4-5	0,06				
5			26	151,88	125,80	26,08
	5-6	0,08				
6			26	151,80	125,80	26,00
	6-7	0,27				
7			26	151,53	124,95	26,58
	7-8	0,40				
8			26	151,13	120,00	31,13
	8-9	0,08				
9			22	151,05	118,60	32,45
	9-10	0,00				
10			22	151,05	118,50	32,55
	10-11	0,54				
11			22	151,59	118,50	33,09
	11-12	0,58				
12			22	152,17	118,30	33,87
	12-13	0,32				
13			22	152,49	118,10	34,39
	13-14	0,30				
14			26	152,79	119,55	33,24
	14-15	0,24				
15			26	153,03	118,20	34,83
	15-1	0,26				
1			26	153,29	118,70	34,59
	1-НС	0,32				
НС			-	153,61	120,00	33,61

## 1.2 Водозабірні споруди

### 1.2.1 Вихідні дані

Отримані під час розрахунку результати порівнюють із вихідними даними, що використовувалися для проєктування водопровідної мережі. Таке порівняння дає змогу перевірити правильність розрахунків і відповідність мережі заданим параметрам.

1. Добове водоспоживання -  
43254,25 м<sup>3</sup>/доб (середня);  
49004,55 м<sup>3</sup>/доб (максимальна); приймаємо 50 тис. м<sup>3</sup>/доб.
2. Категорія системи водоспоживання - I.

### 1.2.2 Визначення розрахункової подачі водозабору

Розрахункову витрату води, необхідну для визначення продуктивності водозабору, встановлюють за відповідною формулою, що враховує добові та максимальні потреби споживачів:

$$Q_p = Q \cdot K_1 \cdot K_2 \cdot K_3,$$

а з врахуванням перспективи:

$$Q_n = Q_p \cdot K_4$$

де  $K_1$  - коефіцієнт, що враховує збільшення водоспоживання за рахунок інших споживачів району (міста);

$K_2$  - коефіцієнт, що враховує витрата води на власні нестатки, що включають промивання самоплинних ліній, сіток, фільтрів і ін.;

$K_3$  - коефіцієнт добової нерівномірності водоспоживання;

$K_4$  - коефіцієнт, що враховує збільшення водоспоживання об'єкту на перспективу на період до 15-20 років.

Розрахункові дані по водоспоживання об'єкта зводимо у таблицю 1.14

Таблиця 1.14 – Розрахункові дані по водоспоживання об'єкта

Розрахунковий період		Перспектива	
м <sup>3</sup> /доб	м <sup>3</sup> /с	м <sup>3</sup> /доб	м <sup>3</sup> /с
1	2	3	4
50000	0,58	69300	0,8

На території розташування населеного пункту запаси підземних вод є незначними, тому вони не можуть бути використані як основне джерело водопостачання. Натомість поблизу проходить річка, що дає можливість організувати поверхневий водозабір. Профіль русла в місці передбаченого розташування водоприймальної споруди наведено на кресленні. На річці спостерігається стійкий льодостав завтовшки менше 0,4 м, мала кількість шуги (1 бал), а також стійкі русло та береги з повільно змінними русловими процесами. Геологічно русло складене з глин та дрібнозернистих глинистих пісків. Концентрація завислих наносів у воді не перевищує 1,2 кг/м<sup>3</sup>. Річка є несудноплавною.

З огляду на ці умови водозабірну споруду доцільно розташувати на лівому березі річки, за межами житлової забудови населеного пункту. Для вибору оптимальної схеми водозабірної споруди визначають категорію надійності подачі води. Оскільки населений пункт має понад 100 тис. мешканців, для нього встановлюється перша категорія надійності. За даними визначають забезпеченість середньомісячних витрат і рівнів води, яка для першої категорії становить:  $Q_{\min} = 95\%$ , що відповідає  $H_{\max-1\%} = 7,2\text{м}$  та  $H_{\min-97\%} = 2,3\text{м}$ .

Повна (розрахункова) продуктивність водозабору з урахуванням витрати води на власні потреби становить  $Q_p = 50\,000\text{м}^3/\text{добу}$ , або 0,58 м<sup>3</sup>/с. Це значення не перевищує 3% мінімальної витрати води в річці при 95% забезпеченості, що дає змогу здійснювати забір води без створення штучних запасів, тобто за схемою безгребельного водозабору.

Для забезпечення першої категорії надійності та за сприятливих природних умов може бути застосована схема першого ступеня надійності забирання води: затоплені водоприймачі руслового типу з одним оголовком,

виконані у вигляді окремої споруди. Профіль річки у створі можливого розташування водоприймачів підтверджує доцільність використання саме руслового типу водозабору.

Таблиця 1.15 – Аналіз витратного режиму річки

Розрахункові витрати, м <sup>3</sup> /с	Значення витрат
Q <sub>p</sub> водозабору	0,58
Q <sub>n</sub> водозабору	0,80
Q <sub>95%</sub>	20,00
Q <sub>97%</sub>	17,00
Q <sub>санр</sub> річки	6,00
Q <sub>санп</sub> річки	6,00

Таблиця 1.16 – Рівні та витрати

№ п/п	%	Витрата Q <sub>зим</sub> /Q <sub>літ</sub>	Рівні глибини, м		
			взимку	влітку	весною
1	97	25/17	2,9	2,3	-
2	95	35/20	-	-	-
3	50	60/50	4,1	3,9	-
4	1	220	-	-	7,2

Визначають необхідну площу та розміри водоприймальних отворів оголовка, а також діаметри самопливних водоводів руслового водозабору. Загальну площу водоприймальних отворів оголовка обчислюють за формулою:

$$\omega = 125 \frac{Q_p}{v} K,$$

приймаючи товщину стержнів решітки  $c=1,2$  мм, провіт між стержнями  $a=10$  см і швидкість надходження води у водоприймальні отвори  $V - 0,15$  м/с:

$$K = \frac{a+c}{a} = \frac{10+1,2}{10} = 1,12$$

$$\omega = 125 \frac{0,11}{0,15} 1,12 = 1,0 \text{ м}^2.$$

Розміри водоприймальних отворів встановлюємо виходячи з площі одного отвору  $1,0/2=0,5$  м<sup>2</sup> і можливої висоти:

$$H_m = H_{min} - h_n - 0,5 - 0,2 = 2,3 - 0,4 - 0,5 - 0,2 = 1,2 \text{ м}.$$

де 0,5 м — мінімальна відстань від низу водоприймального отвору до дна, а 0,2 м — мінімальна відстань від верху водоприймального отвору до нижньої кромки льоду. Відповідно до цих вимог розміри вхідних вікон приймаємо 600×800 мм, що відповідає площі одного отвору 0,48 м<sup>2</sup>.

Оголовок з'єднується з береговим сітчастим водоприймальним колодязем двома самопливними водоводами. Площу перерізу одного водоводу визначають за відповідною формулою, приймаючи швидкість руху води у водоводах  $V=1$  м/с:

$$\omega_s = \frac{Q_p}{2 \cdot v} = \frac{0,11}{2 \cdot 1,0} = 0,055 \text{ м}^2.$$

Діаметр водоводу

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot \omega_s}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,055}{\pi}} = 0,26 \text{ м}.$$

Тоді необхідний розмір трубопроводу  $\varnothing 300$  мм, площа 0,07 м<sup>2</sup>.

Визначаємо глибину підземної частини водоприймального колодязя:

$$H = A + B + h_2,$$

де  $B$  – позначка мінімального рівня води;

$h_2$  - запас під мінімальним розрахунковим рівнем води у водоймі визначають на підставі гідравлічних розрахунків з урахуванням компоновки приймальної та всмоктувальної камер, робочої висоти сітки та позначки осі насосів.

$A$  – позначка землі.

$$h_2 = h_{\text{гидр}} + h_{\text{конст}},$$

де  $h_{\text{гидр}}$  - гідравлічні втрати напору від водойми до приймальної камери, м;

$h_{\text{конст}}$  - мінімальна глибина води в прийомній камері, м.

Загальну площу водоприймальних отворів решіток визначаємо за формулою:

$$\omega = 125 \frac{Q_p}{v} K,$$

приймаючи товщину стержнів решітки  $c=2$  мм, провіт між стержнями  $a=5$  мм і швидкість надходження води у водоприймальні отвори  $V = 0,2$  м/с:

$$\omega = 1,25 \frac{0,11}{0,2} \left( \frac{5+2}{5} \right) = 0,97 \text{ м}^2,$$

звідки підбираємо сітку (2 штуки для кожного відділення) висотою 1,0 м, та шириною 0,8 м.

Звідси  $h_{\text{відр}} = 0,2$  м,  $h_{\text{конст}} = 1,0$  м + втрати в сітці 0,1 м = 1,1 м, звідси  $h_2 = 1,3$  м.

$$H = 1030 - 95,3 + 1,3 = 90 \text{ м}$$

– висота колодязя від рівня землі до низу рівня води (дна) в ньому, точна висота колодязя визначена на розрізі 1-1.

## 1.3 Насосна станція II підйому

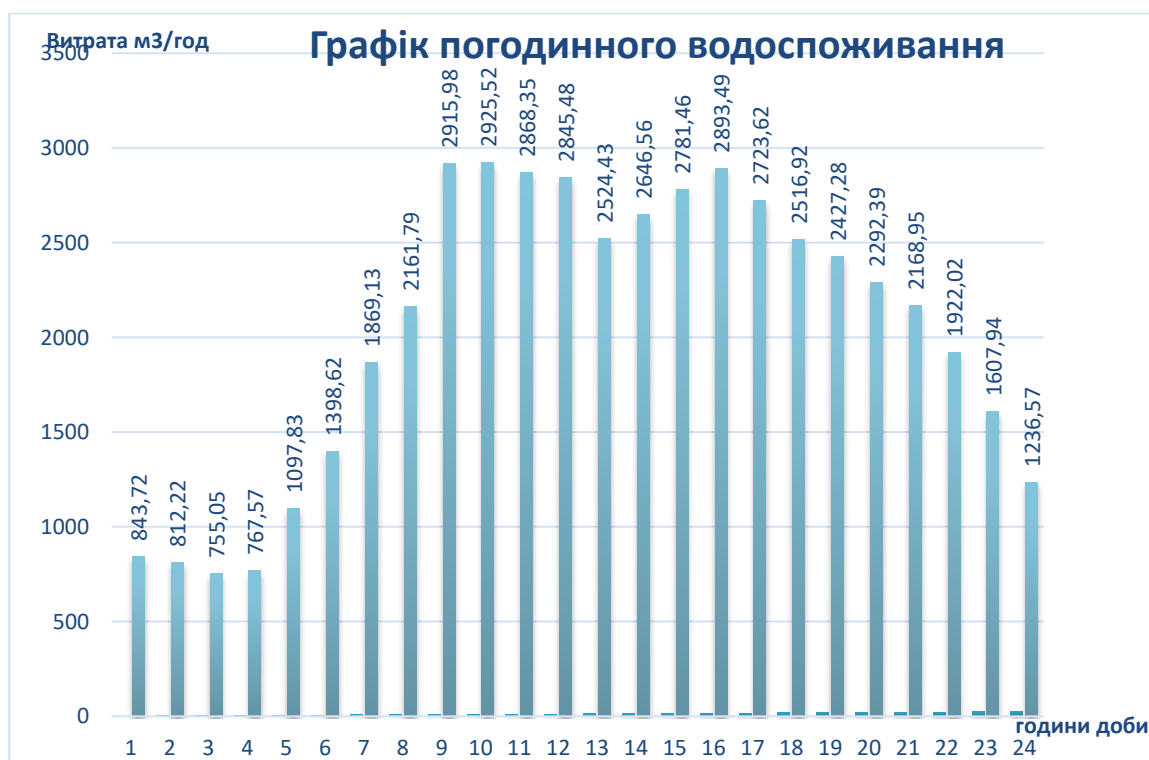
### 1.3.1 Основні поняття про насосні станції

Насосні станції систем водопостачання являють собою комплекс споруд і обладнання, що забезпечує подачу води відповідно до потреб споживачів. Склад споруд, їх конструктивні особливості, а також тип і кількість основного та допоміжного обладнання визначаються з урахуванням принципів раціонального використання водних ресурсів та вимог охорони навколишнього середовища.

Насосні станції другого підйому призначені для подачі очищеної води споживачам із резервуарів чистої води. Витрата та режим водоспоживання змінюються безперервно та залежать від випадкових чинників, що зумовлює значну нерівномірність подачі води.

Оскільки насоси другого підйому подають воду безпосередньо в розподільчу мережу, режим їх роботи встановлюють відповідно до фактичних та розрахункових режимів водоспоживання об'єкта.

Рисунок 1.2 – Графік погодинного водопостачання



Таблиця 1.17 – Погодинна подача води

Години доби	Погодинний приток	
	м <sup>3</sup> /год	л/с
0-1	843,72	234,37
1-2	812,22	225,62
2-3	755,05	209,74
3-4	767,57	213,21
4-5	1097,83	304,95
5-6	1398,62	388,51
6-7	1869,13	519,2
7-8	2161,79	600,5
8-9	2915,98	809,99
9-10	<b>2925,52</b>	<b>812,6</b>
10-11	2868,35	796,76
11-12	2845,48	790,41
12-13	2524,43	701,23
13-14	2646,56	735,16
14-15	2781,46	772,63
15-16	2893,49	803,75
16-17	2723,62	756,56
17-18	2516,92	699,14
18-19	2427,28	674,24
19-20	2292,39	636,78
20-21	2168,95	602,49
21-22	1922,02	533,89
22-23	1607,94	446,65
23-24	1236,57	343,49

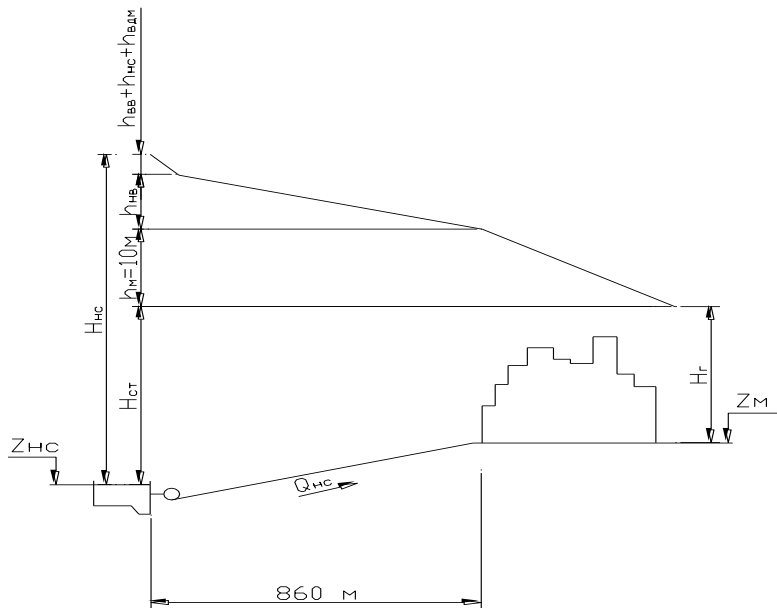
$$Q_{\text{НС}} = 2925,52 \text{ м}^3/\text{Год} = 812,60 \text{ л/с}$$

Визначаємо діаметр напірних водоводів:

$$Q_{\text{НВ}} = Q_{\text{НС}}/2 = 812,6/2 = 406,3 \text{ л/с}$$

Приймаємо напірні водоводи діаметром 600 мм,  $V=1,52$ ,  $1000i=4,80$  м/км.

### 1.3.2 Визначення розрахункового напору насосів II<sup>го</sup> підйому



Визначаємо потрібний напір НС II:

$$H_{НС} = H_{ст} + h_{ВВ} + h_{НС} + h_{ВДЛ} + h_{НВ}$$

Втрати напору в напірних водоводах:

$h_{НВ} = 3,26$  м (з гідравлічного розрахунку, режим максимального водоспоживання);

$h_{ВВ} = 0,5$  м- втрати напору у всмоктувальних водоводах;

$h_{НС} = 2$  м- втрати напору в насосній станції;

$h_{ВДЛ} = 1,5$  м- втрати напору в водолічильнику.

Визначаємо статичний напір:

$$H_{ст} = z_{дт} + H_{вил} - z_{нс} = 120,6 + 40,09 - 120 = 40,69 \text{ м,}$$

Тоді напір насосної станції другого підйому буде дорівнювати:

$$H_{НС} = 40,69 + 0,5 + 2,0 + 1,5 + 3,26 = 47,95 \text{ м}$$

Визначаємо необхідний напір НС II на момент пожежі:

$$H_{НС,пож} = H_{ст,пож} + h_{ВВ} + h_{НС} + h_{ВДЛ} + h_{НВ} + h_{М,пож}$$

Статичний напір буде дорівнювати:

$$H_{\text{ст, пож}} = z_{\text{дл}} + H_{\text{ввл, пож}} - z_{\text{нс}} = 118,6 + 10 - 120 = 8,6 \text{ м}$$

$h_{\text{нв, пож}} = 4,09 \text{ м}$  (з гідравлічного розрахунку, режим пожежогасіння);

Пожежний напір насосної станції буде дорівнювати:

$$H_{\text{НС, пож}} = 8,6 + 4,09 + 0,5 + 2,0 + 1,5 + 22,66 = 39,35 \text{ м.}$$

Таблиця 1.18 – Розрахунок характеристик напірних водоводів

	Параметри	Відношення $Q/Q_{\text{НС}}$					
		0	0,25	0,5	0,75	1	1,2
		Витрата $Q$ , л/с					
		0	203,15	406,30	568,82	812,6	975,12
Два водоводи							
1	$H_{\text{ст}}$	40,69	40,69	40,69	40,69	40,69	40,69
2	$h_{\text{ВВ}}$	0	0,03	0,125	0,28	0,5	0,72
3	$h_{\text{НС}}$	0	0,125	0,5	1,125	2,0	2,88
4	$h_{\text{ВДЛ}}$	0	0,09	0,375	0,84	1,5	2,16
5	$h_{\text{НВ}}$	0	0,20	0,81	1,83	3,26	4,69
	$H_{\text{НС}}$	40,69	41,13	42,50	44,76	47,95	51,14
Один водовод							
6	$h_{\text{ВДЛ}}$	0	0,38	1,5	3,38	6	
7	$h_{\text{НВ}}$	0	0,81	3,26	7,33	13,04	
	$H_{\text{НС}}$	40,69	42,03	46,07	52,81	62,23	
Аварія. Два водоводи, одна перемичка							
8	$h_{\text{НВ}}$	0	0,51	2,04	4,58	8,15	11,74
9	$H_{\text{НС}}$	40,69	41,44	43,73	47,51	52,84	58,19
Аварія. Два водоводи, дві перемички							
10	$h_{\text{НВ}}$	0	0,41	1,63	3,67	6,52	9,39
11	$H_{\text{НС}}$	40,69	41,34	43,32	46,60	51,21	55,84

Таблиця 1.19 – Пожежогасіння

	Параметри	Відношення $Q/Q_{\text{НС}}$					
		0	0,25	0,5	0,75	1	1,2
		Витрата $Q$ , л/с					
		0	233,15	466,30	699,45	932,6	1119,12
1	$h_{\text{ВВ}} + h_{\text{ВДЛ}} + h_{\text{НВ}}$	0	0,25	1	2,25	4	5,57
2	$h_{\text{НВ}}$	0	0,25	1,02	2,3	4,09	5,89
3	$H_{\text{ст}}$	39,35	39,35	39,35	39,35	39,35	39,35
4	$H_{\text{НС}}$	39,35	39,88	41,4	43,93	47,47	50,84

За результатами розрахунку підбираємо насоси типу GRUNDFOS NKG 400-350-315/282 (три робочих та два резервних).

### 1.3.3 Визначення діаметрів трубопроводів насосної станції

Зовнішні напірні водоводи:

розрахункова витрата одного напірного водовода

$$Q_{\text{НВ}} = \frac{Q_{\text{НС}}}{2} = \frac{812,6}{2} = 406,3 \text{ л/с}$$

добираємо сталі електрозварні труби діаметром 600мм .

Зовнішні усмоктувальні водоводи:

розрахункова витрата одного усмоктувального водовода

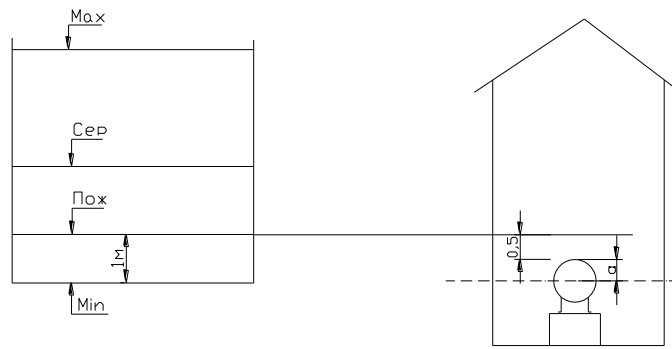
$$Q_{\text{УВ}} = \frac{Q_{\text{НС}}}{n_{\text{УВ}} - 1} = \frac{812,6}{2 - 1} \approx 800 \text{ л/с}$$

добираємо сталі електрозварні труби діаметром 800мм і 600 мм для усмоктуючих трубопроводів

Таблиця 1.20 – Внутрішні трубопроводи насосної станції

№ п/п	Назва трубопроводу	Q, л/с	d, мм	V, м/с
1	Всмоктуючий до насоса	270,9	600	0,91
2	Напірний від насоса	270,9	400	1,59
3	Всмоктуючий колектор	812,6	800	1,60
4	Напірний колектор	812,6	600	2,72

### 1.3.4 Визначення відмітки осі насоса



$$\downarrow \text{осі н} \Rightarrow \downarrow \text{ пож} - 0,5 - a = -1,4 - 0,5 - 0,612 = -2,512 \text{ м}$$

Відстань від напірної труби до підлоги 580 мм. Таким чином позначка підлоги машинної зали: осі н + А = 2,512 + 1,272 = -3,784 м.

Висота фундаменту 660 мм.

### 1.3.5 Визначення втрат напору в насосній станції

Таблиця 1.21- Втрити напору

№ позиції	Місцеві опори	d, мм	Q, л/с	ζ	v, м/с	v <sup>2</sup> /2g, м	ζ × v <sup>2</sup> /2g, м
1	Коліно	800	812,6	0,6	1,6	0,13	0,078
2,3,4	Засувка	800	812,6	0,2 × 3	1,6	0,13	0,078
5	Трійник	600	270,9	1,5	0,91	0,094	0,141
6	Засувка	600	270,9	0,2	0,91	0,094	0,019
7	Перехід звужуючий	400	270,9	0,1	1,98	0,199	0,019
8	Перехід розширюючий	350	270,9	0,25	3,2	0,521	0,130
9	Зворотній клапан	400	270,9	1,7	0,91	0,349	0,393
10	Засувка	400	270,9	0,4	2,97	0,349	0,139
11	Трійник	400	270,9	1,6	2,97	0,349	0,362
12,13,14	Засувка	600	812,6	0,4 × 3	2,72	0,277	0,332
15	Коліно	600	812,6	0,6	2,72	0,277	0,166

## 1.4 Очисні споруди

### 1.4.1 Вихідні дані

1. Корисна потужність ОС 1 черги – 50 тис.м<sup>3</sup>/доб;
2. Каламутність води в джерелі (найбільша) – 66 мг/дм<sup>3</sup>;
3. Колірність – 50 град;
4. Жорсткість води:  
загальна Ж<sub>з</sub> – 4,0 мг-екв/дм<sup>3</sup>;  
карбонатна Ж<sub>к</sub> – 2,0 мг-екв/дм<sup>3</sup>;
5. Смак – 3 бал;
6. Запах – 2 бал;
7. Фтор – 0,3 мг/дм<sup>3</sup>;
8. Лужність – 2.

### 1.4.2 Визначення витрати водоочисної станції

Водоочисні станції продуктивністю понад 5000 м<sup>3</sup>/добу проєктують на рівномірний режим роботи протягом усієї доби [1, п. 6.7].

Повна витрата очисної станції  $Q_{о.с.}$  визначається як сума корисної витрати води, що подається споживачам у добу максимального водоспоживання ( $Q_{маx.доб.}$ ), витрат води на власні потреби станції ( $Q_{вл.п.}$ ) та додаткової кількості води, необхідної для поповнення протипожежного запасу ( $Q_{доб.}$ ).

$$Q_{о.с.} = Q_{маx.доб.} + Q_{вл.п.} + Q_{доб.}, \text{ м}^3/\text{доб}$$

$$Q_{о.с.} = 50000 + 2500 + 1134 = 53634 \text{ м}^3/\text{доб}$$

Витрати води на власні потреби станції складають:

$$Q_{вл.п.} = a \cdot Q_{маx.доб.} / 100 = 5 \cdot 20000 / 100 = 1000 \text{ м}^3/\text{доб}$$

де  $a$  – витрата води на власні потреби станції у відсотках від  $Q_{маx.доб.}$  визначається за п 6.6 [1].

$$Q_{доб.} = \frac{3,6 \cdot n \cdot q_{пож} \cdot t_{пож}}{T_{пож}} 24$$

де  $n$  – кількість одночасних пожеж у місті:

$q_{\text{пож}}$  – витрата води на 1 пожежу, л/сек [1, п. 2.12],

$t_{\text{пож}}$  – розрахункова тривалість пожежі, год (приймається 3 години);

$T_{\text{пож}}$  – час відновлення пожежного запасу, год, приймається за [1, п. 2.25].

$$Q_{\text{доб}} = \frac{3,6 \cdot 3 \cdot 35 \cdot 3}{24} 24 = 1134 \text{ м}^3 / \text{доб}$$

### 1.4.3 Вибір технологічної схеми очистки води і складу споруд

Для вибору технологічної схеми очищення води необхідно скласти таблицю 1.22 за заданою формою. Порівнюючи фактичні показники якості води джерела водопостачання з нормативами, встановленими ДержСанПіН України, визначають потребу в коригуванні кожного з показників та обирають відповідний технологічний процес — попереднє хлорування, освітлення, знебарвлення, дезодорацію, опріснення, знезалізнення, фторування, знезараження та інші. Сукупність обраних процесів формує технологічну схему очищення води.

Для більшості поверхневих джерел обов'язковими є процеси освітлення та знебарвлення. Вибір споруд для виконання цих процесів здійснюють згідно з вимогами [1, п. 6.2; 6.3], при цьому розрахункові технологічні параметри визначають залежно від фактичної якості води. З огляду на це необхідно попередньо встановити тип джерела водопостачання — відповідно до вказівок, наведених у [1, п. 6.9], як зазначено у завданні.

Таблиця 1.22 – Вибір технологічного процесу

№ з/п	Показники якості води, одиниці вимірювання	Величина показника		Технологічний процес, що рекомендується
		для води джерела	Норматив за ДержСанПіН	
1	Каламутність, мг/л	66	2	освітлення
2	Колірність, град.	50	20	освітлення
3	Жорсткість Ж <sub>з</sub> , мг-екв/л	4	1,5...7	освітлення

4	Смак, бал.	3	2	
5	Запах, бал.	2	2	
6	Фтор, мг/л	0,3	0,7...1,5	фторування
7	Лужність	2	0,5...6,5	
8	Окиснюваність			
9	Колі індекс	50	3	знезараження

Попередній вибір основних споруд для освітлення та знебарвлення води здійснюють за таблицею 15 [1], яка враховує каламутність, колірність та втрати вихідної води. Це дає змогу визначити найбільш доцільні технологічні рішення залежно від якості води джерела.

#### 1.4.4 Розробка висотної схеми водоочисної станції

Висотна схема очисної станції являє собою графічне зображення всіх її споруд у профілі, узгоджених між собою за висотними відмітками відповідно до рельєфу місцевості. Така схема дозволяє визначити взаємозв'язок між рівнями води та основними позначками споруд, а також забезпечити оптимальне розташування обладнання.

Споруди очисної станції необхідно розміщувати за природним ухилом місцевості, враховуючи втрати напору у спорудах, з'єднувальних комунікаціях та вимірювальних приладах. Це дає змогу мінімізувати заглиблення споруд, скоротити обсяги земляних робіт і зменшити загальні витрати на будівництво.

Перепади рівнів води у спорудах і комунікаціях визначають розрахунковим шляхом; для попереднього висотного планування допускається використовувати орієнтовні величини втрат напору відповідно до [1, п. 6.2].

Згідно з вимогами СНіП (табл. 15), враховуючи умови застосування та характеристики вихідної води, для даного проекту обрано контактні освітлювачі як основні споруди для освітлення та знебарвлення води.

## 1.4.5 Розрахунок споруд і обладнання реагентного господарства

### Розрахунок доз реагентів

Зниження колірності та каламутності води поверхневих джерел зазвичай здійснюється обробкою її солями-коагулянтами, що вводяться у вихідну воду у вигляді розчинів певної концентрації. Найпоширенішими коагулянтами є сульфат алюмінію, сульфат заліза (III), сульфат заліза (II) та хлорид заліза.

Розрахунок дози реагентів виконують окремо для різних періодів року залежно від якості вихідної води. У процесі пуску та експлуатації очисних споруд дози реагентів коригуються на підставі лабораторних і технологічних спостережень.

Дозу коагулянту  $D_k$  (мг/л), розраховану на сульфат алюмінію, сульфат заліза або хлорид заліза, приймають:

— для каламутної води — відповідно до табл. 16 [1];

— для кольорової води — за формулою:

$$D_k = 4\sqrt{C}$$

де  $C$  - колірність вихідної води, град.;

$$D_k = 4\sqrt{50} = 28,3 \text{ мг/л}$$

Далі  $D_k$  визначаємо за СнП(Табл 16)  $D_k = 25 \text{ мг/л}$

Приймаємо більше значення  $D_k = 28 \text{ мг/л}$

Якщо вихідна вода одночасно має підвищену каламутність і колірність, розрахунковою приймають ту дозу коагулянту, яка є більшою — визначену за таблицею 16 або за відповідною формулою. У холодний період року, коли спостерігається висока колірність і низька каламутність, виникає необхідність інтенсифікувати процес утворення пластівців та забезпечити їх більший розмір. Для цього, як доповнення до коагулювання, здійснюють обробку води флокулянтами. Найчастіше як флокулянти використовують активну кремнієву кислоту (АК) або поліакриламід (ПАА).

Флокулянти вводять у воду перед відстійниками (або освітлювачами із завислим осадом), перед фільтрами — за двопроесною схеми очищення, або перед контактними освітлювачами чи фільтрами — за однопроесною схеми. Дози флокулянтів визначають за [1, табл. 6.17]; орієнтовно вони становлять близько 0,5 мг/л у перерахунку на сульфат алюмінію. Введення флокулянту здійснюють після подачі коагулянту з інтервалом 2–3 хвилини.

Хлорування води, як правило, проводять у два етапи. Попереднє хлорування забезпечує санітарну надійність споруд, покращує процеси коагулювання, знебарвлення та дезодорації води. Дози попереднього хлору становлять  $D_{\text{хл.зн}} = 3 \dots 10$  мг/л і вводяться за 1–3 хвилини до подачі коагулянту. Остаточне хлорування (зnezараження) здійснюється у дозах 2–3 мг/л для поверхневих вод та 0,7–1,0 мг/л для підземних вод.

Під час обробки води коагулянтами необхідно контролювати достатність лужного резерву, від якого залежить ефективність процесу коагуляції. Якщо лужність недостатня, до води вводять лужний реагент (вапно або соду). Доза реагенту для штучного підлужнення визначається розрахунком.

$$D_{\text{л}} = K_{\text{л}} \left( \frac{D_{\text{к}}}{e_{\text{к}}} - L_{\text{вих}} + 1 \right), \text{мг/л}$$

де  $D_{\text{к}}$  - доза коагулянту, мг/л;

$e_{\text{к}}$  – молярна маса еквівалентна коагулянту в мг/мг-екв ( $Al_2(SO_4)_3 = 57$ ,

$Fe_2(SO_4)_3 - 67$ ;  $FeCl_3 - 54$ );

$L_{\text{вих}}$  - мінімальна лужність води, мг-екв/л;

$K_{\text{л}}$  – коефіцієнт, який дорівнює для вапна (за  $CaO$ ) – 28, для соди (за  $Na_2CO_3$ ) – 53.

$$D_{\text{л}} = 28(25/57 - 2 + 1) = - 15,7 \text{ мг/л.}$$

Отже підлужування не потрібне.

Лужний реагент вводять у воду перед подачею коагулянту або одночасно з ним. Якщо вміст фтору у воді становить менше ніж 0,7 мг/дм<sup>3</sup>, проводять фторування води. Як реагенти для фторування застосовують кремнефторид натрію  $Na_2SiF_6$ , фторид натрію  $NaF$ , кремнефторид амонію  $(NH_4)_2SiF_6$  та

кремнефтористоводневу кислоту  $H_2SiF_6$ . Доза фторвмісного реагенту визначається за відповідною формулою:

$$D_{\phi} = \left[ m_a a_a - (\Phi^-) \right] \frac{100}{K_{\phi}} \cdot \frac{100}{C_{\phi}}$$

де  $m_{\phi}$  – коефіцієнт, який враховує витрати фтору в залежності від місця вводу реагента ( при введенні у чисту воду перед РЧВ  $m = 1$ , при введенні перед швидкими фільтрами  $m = 1,1$ );

$a_{\phi}$  – необхідна концентрація фтору в питній воді (приймається 0,7...1,5 мг/л);

$\Phi^-$  - вміст фтору у вихідній воді, мг/л;

$K_{\phi}$  – вміст фтору в чистому реагенті, % (табл. 1.23);

$C_{\phi}$  – вміст чистого реагенту в товарному продукті, % (табл. 1.23).

Таблиця 1.23 – Дози фторвмістних реагентів

№ з/п	Фторвмісний реагент	К <sub>ф</sub> , %	С <sub>ф</sub> ,%, для сорту		
			Вищий	I	II
1	$Na_2SiF_6$	61	98	95	93
2	$NaF$	45	94	84	98
3	$(NH_4)_2SiF_6$	64		93	
4	$H_2SiF_6$	79		98	

$$D_{\phi} = [4 \cdot 1 - 0,3] \frac{100}{61} \cdot \frac{100}{95} = 1,2$$

### Приготування реагентів

Під час проєктування споруд і обладнання водоочисної станції їхні розміри визначають розрахунковим шляхом. Остаточне встановлення габаритів повинно відповідати рекомендаціям [1, п. 14.11]. Розміри прямокутних споруд і діаметри круглих ємкісних споруд у плані необхідно приймати кратними 3 м, а по висоті — кратними 0,6 м. Для споруд зі стороною або діаметром до 9 м, а також для ємкісних споруд, що розміщуються всередині будівель (незалежно від їх

габаритів), допускається приймати розміри прямокутних споруд кратними 1,5 м, а круглих — 1 м.

Приготування та дозування реагентів у водоочисних спорудах виконується у вигляді водних розчинів або суспензій, залежно від їх виду та технологічних вимог.

### Приготування розчинів коагулянту

Технологія приготування розчинів коагулянту та склад відповідних споруд залежать від способу зберігання його запасу. На водоочисній станції передбачається зберігання 30-денного запасу реагентів. За відповідного обґрунтування обсяг складів може бути розрахований на інший термін, однак не менше ніж на 15 діб.

Добову витрату товарного коагулянту визначають за розрахунковими даними, виходячи з прийнятої дози реагенту та продуктивності очисної станції.

$$Q_k^{доб} = \frac{Q_{ос} \cdot D_k}{10^4 \cdot P_k}, m / доб$$

де  $P_k$  – вміст коагулянта, %.

Таблиця 1.24 – Вміст коагулянту

№ з/п	Коагулянт	$P_k$ , % відповідного сорту				
		А	В	Вищий	I	II
1	$Al_2(SO_4)_3$ неочищений	32	32			
2	$Al_2(SO_4)_3$ очищений			55	51	47
3	$FeSO_4$				53	47
4	$Fe_2(SO_4)_3$				50	50
5	$FeCl_3$				97	

$$Q_k^{доб} = \frac{53634 \cdot 25}{10^4 \cdot 51} = 1,09 m / доб$$

30-денний запас реагентів буде складати:

$$Q_k^3 = 30 \cdot 1,09 = 32,55 \text{ м} / \text{доб}$$

Як правило, коагулянт поставляється у вагонах по 60 т реагенту у кожному. Тому обсяг разової поставки повинен бути кратним 60.

Кількість вагонів ( $n$ ), яка забезпечує разову поставку(  $n$  приймаємо цілим числом 1)

$$n = \frac{Q_k^3}{60} = \frac{32,55}{60} = 0,54$$

Тоді обсяг разової поставки  $Q_k^{\text{раз}}$  складає

$$Q_k^{\text{раз}} = 60 \cdot 1 = 60 \text{ т}$$

На водоочисних станціях можливе застосування двох способів зберігання коагулянту — сухого та мокрого. Сухе зберігання використовується за добової витрати води до 30 тис. м<sup>3</sup>, тоді як мокре зберігання застосовують при більших потужностях станції або у випадках, коли механізація вантажних робіт є неможливою.

У цьому проєкті передбачено сухе зберігання коагулянту, для чого необхідно обладнати закриті сховища. Під час визначення їх площі  $F_k$  висоту шару коагулянту  $h_k$  приймають рівною 2 м. За умови механізованого вивантаження допускається збільшення висоти шару до 3,5 м.

$\rho_k^{\text{тов}}$  — густина товарного коагулянту, яка складає 1,1

$$F_k = 60 \div 1,1 \cdot 3,5 = 15,88 \text{ м}^2$$

Розчини коагулянту готують у розчинних та витратних баках відповідно до вимог [1, п. 6.21–6.29]. Концентрацію розчину в розчинних баках визначають за чистим безводним продуктом. Залежно від виду коагулянту її приймають: 17% — для неочищеного матеріалу, 20% — для очищеного кускового, до 24% — для очищеного гранульованого. У витратних баках концентрація розчину становить до 12%.

Ємність баків витратних визначають за формулою:

$$W_k^{\text{вум.}} = \frac{Q_{\text{год}} \cdot n \cdot D_k}{10^4 \cdot b_k^{\text{роз.вум.}} \cdot p_k^p} = \frac{2234,8 \cdot 10 \cdot 25}{10^4 \cdot 10 \cdot 1,105} = 2,09 \text{ м}^3$$

Ємність баків розчинних

$$W_k^{роз.} = \frac{2234,8 \cdot 10 \cdot 25}{10^4 \cdot 20 \cdot 1,226} = 0,94 \text{ м}^3$$

Де  $Q_{год.}$  – витрата водоочисної станції,  $\text{м}^3/\text{год}$ ;

$$Q_{год} = \frac{Q_{ос}}{24} = \frac{53634}{24} = 922,25 \text{ м}^3 / \text{год}$$

$n$  – тривалість повного циклу приготування розчину коагулянту (завантаження, розчинення, відстоювання, перекачка, при необхідності – чистка піддона) за температури води  $10^\circ\text{C}$  приймають 10-12 годин; приймаємо 10 год;

$\rho_k^p$  – густина розчину коагулянту  $\text{т}/\text{м}^3$ , приймаємо за табл. – 1,105;

$b_k^{виг.} = 10\%$ .

Визначаємо кількість розчинних баків

$$W_{ik}^{розч} = \frac{W_k^{розч}}{3} = \frac{0,94}{3} = 0,31 \text{ м}^3$$

Приймаємо круглий бак діаметром 1 м і висотою 0,6 м. приймаємо 3 робочих і 1 резервний бак.

Визначаємо об'єм одного витратного бака:

$$W_{ik}^{виг} = \frac{W_k^{виг}}{2} = \frac{2,09}{2} = 1,05 \text{ м}^3$$

Приймаємо прямокутний бак  $a=1,5$  м;  $b=1,5$ м; висотою 0,6 м. Приймаємо 2 робочих і 1 резервний бак.

### **Розрахунок повітродувок та повітропроводів**

Для розчинення коагулянту і перемішування його в баках необхідно передбачити подачу стиснутого повітря з інтенсивністю  $a = 8 - 10$  л/с –  $\text{м}^2$  (для розчинення);  $b = 3 - 5$  л/с –  $\text{м}^2$  (для перемішування).

Розподілення повітря необхідно передбачити дірчастими трубами.

Визначають витрату повітря:

1) у розчинених баках

$$q_n = \sum F_b \cdot a = 0,785 \cdot 3 \cdot 10 = 23,6 \text{ л} / \text{с}$$

де  $\sum F_b$  - сумарна площа баків, де відбувається перемішування,  $\text{м}^2$

Одночасно працюють 3 розчинних бака або 3 ємності – зберігачі.

2) у витратних баках

$$q_n'' = f_6 \cdot v = 2,25 \cdot 5 = 11,25 \text{ л / с}$$

де  $f_6$  – площа витратного бака.

Загальна витрата повітря  $q_n$

$$q_n = q_n' + q_n'' = 2,23 + 11,25 = 34,85 \text{ л / с} = 2,09 \text{ м}^3 / \text{хв}$$

За додатком 1 підбираємо необхідну повітродувку, ВК-3.

Швидкість руху повітря  $v$  в трубопроводі ( $v=10 \dots 15$  м/с) діаметром  $d=20$  мм і за тиску  $P = 1,5$  кгс/см<sup>2</sup> визначаємо за формулою:

$$v = \frac{W}{60(10p+1) \cdot 0,78d^2} = \frac{3,25}{60(10 \cdot 1,5+1) \cdot 0,785 \cdot 0,02^2} = 10,83 \text{ м / с}$$

Визначаємо втрати напору у воздухопроводі  $P_1$ :

$$P_1 = \frac{1,25\beta G^2 l}{\gamma d^5} = \frac{1,25 \cdot 1,28 \cdot 243,95^2 \cdot 25}{1,251 \cdot 20^5} = 0,595 \text{ кгс / см}^2 = 0,058 \text{ МПа}$$

Для цього потрібно визначити масу повітря  $G$ , яка проходить через трубопровід за годину,

$$G = W \cdot 60 \cdot \gamma = 3,25 \cdot 60 \cdot 1,251 = 243,95 \text{ кг / год}$$

де  $\gamma = 1,251$  – питома маса сухого повітря, яка приймається за [2, табл.19]; тиск 1 кг/см<sup>2</sup>,  $T = 0^\circ\text{C}$ ;

$l = 25$  м – довжина повітропровода, м

$d = 20$  мм – діаметр труб.

За величиною  $G$  знаходимо  $\beta = 1,28$  – коефіцієнт опору.

Втрата опору на місцевий опір

$$P_2 = 0,63 \cdot v^2 \cdot \sum \varphi \cdot 10^{-6} = 0,63 \cdot 10,83^2 \cdot \sum 10,5 \cdot 10^{-6} = 0,00007759 \text{ МПа}$$

де  $\sum \varphi$  – сума коефіцієнтів на місцеві опори (додаток 2).

Сумарні втрати напору складають

$$\sum P = P_1 + P_2 = 0,058 + 0,00007759 = 0,058077 \text{ МПа}$$

Перевіряємо попередню прийнятну потужність електродвигуна повітродувки ВК -3

$$N_k = \frac{Q \cdot H}{102 \cdot \eta} = \frac{0,054 \cdot 1500}{102 \cdot 0,7} = 11,4 \text{ кВт}$$

Потужність електродвигуна повинна бути

$$N_e = \frac{N_k}{0,88} = \frac{11,4}{0,88} = 12,9 \text{ кВт}$$

### Приготування і зберігання фторвмісних реагентів

Визначаємо об'єм бака  $W_\phi$

$$W_\phi = \frac{Q_{oc} \cdot D_\phi^ч}{n \cdot 10^4 \cdot b_\phi \cdot p_\phi} = \frac{53634 \cdot 1,48}{5 \cdot 0,25 \cdot 10^4} = 2,62 \text{ м}^3$$

де  $D_\phi^ч$  – доза фтормісного реагенту (чистого), г/м<sup>3</sup>;

приймаємо  $n=5$  – приготування на добу;

$p_\phi$  – густина розчину, т/м<sup>3</sup>, дорівнює 1т/м<sup>3</sup>.

$$D_\phi^ч = \frac{D_\phi \cdot C_\phi}{10^2} = \frac{1,2 \cdot 95}{10^2} = 1,148 \text{ г/м}^3$$

Витрата фторвмісного реагента за добу

$$Q_\phi^{доб} = \frac{D_\phi \cdot Q_{oc}}{10^6} = \frac{1,2 \cdot 53634}{10^6} = 0,64 \text{ т/доб}$$

30 – добовий запас буде складати

$$Q_\phi^3 = Q_\phi^{доб} \cdot 30 = 0,64 \cdot 30 = 1,93 \text{ т}$$

Кремнефторид натрію транспортується в дерев'яних бочках вагою нето 50 кг, висота однієї бочки 660 мм, максимальний діаметр 460 мм, площа однієї бочки 0,25 м<sup>2</sup>.

Площа складу дорівнює:

$$F_\phi = \frac{m \cdot f \cdot 1,2}{2} = \frac{16 \cdot 0,25 \cdot 1,2}{2} = 2,4 \text{ м}^2$$

де  $m$  – кількість бочок, розрахована на 30 – добовий запас;

$$m = \frac{Q_\phi^3 \cdot 1000}{50} = 20 \cdot Q_\phi^3 = 20 \cdot 1,9 = 39 \text{ шт}$$

1,2 – коефіцієнт, що враховує проходи.

Кремнефторид натрію транспортується в мішках вагою 50 кг, площа одного мішка 0,4 м<sup>2</sup>, розміри мішка 80x45 см, висота рядів мішків – не більше 2 м.

Насичений розчин кремнефториду натрію готується у сатураторах.

Потужність сатураторів визначається за формулою:

$$q_c = \frac{D_\phi \cdot Q_{год}}{n_c \cdot P_\phi} = \frac{1,2 \cdot 2234,8}{2 \cdot 4,3} = 311,8 \text{ л/год}$$

Приймаємо 2 сатуратора.

Рф- розчинність кремніюфториду натрію г/л, при 0°C=4,3.

Під час визначення об'єму сатураторів тривалість перебування розчину в них  $t_c$  приймають не меншою ніж 5 годин. Швидкість руху води в циліндричній частині сатуратора повинна бути не більшою за 0,1 мм/с; у даному проекті її приймають на рівні 0,08 мм/с.

Площу перерізу циліндричної частини сатуратора визначаємо:

$$F_u = \frac{q_c}{3600 \cdot n_c} = \frac{311}{3600 \cdot 0,08} = 1,08 \text{ м}^2$$

Діаметр сатуратора:

$$D_u = \sqrt{\frac{4 \cdot F_u}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,08}{3,14}} = 0,75 \text{ м}^2$$

Висота циліндричної частини сатуратора:

$$H_u = 3,6 \cdot t_c \cdot v = 3,6 \cdot 6 \cdot 0,008 = 1,728 \text{ м}$$

Об'єм циліндричної частини сатуратора;

$$W_u = H_u \cdot F_u = 1,728 \cdot 1,08 = 0,772 \text{ м}^3$$

Висота нижньої конічної частини сатуратора:

$$H_k = \frac{1}{2} (D_c - d) \operatorname{ctg} \frac{60^\circ}{2} = \frac{1}{2} (0,75 - 0,35) \operatorname{ctg} \frac{60^\circ}{2} = 0,053 \text{ м}$$

де  $d$  – зовнішній діаметр трубопроводу, що подає воду у сатуратор.

Об'єм нижньої конічної частини сатуратора:

$$W_k = \frac{1}{3} \pi H_k \left[ \left( \frac{D}{2} \right)^2 + \left( \frac{d}{2} \right)^2 + \frac{Dd}{4} \right] = \frac{1}{3} 3,14 \cdot 0,053 \left[ \left( \frac{0,75}{2} \right)^2 + \left( \frac{0,35}{2} \right)^2 + \frac{0,75 \cdot 0,35}{4} \right] = 0,013 \text{ м}^3$$

Загальний об'єм сатуратора:

$$W_c = W_u + W_k = 0,772 + 0,013 = 0,785 \text{ м}^3$$

Загальна висота сатуратора:

$$H_c = H_u + H_k = 1,728 + 0,053 = 1,781 \text{ м}$$

### **Хлорування води**

Хлорування води є найбільш поширеним методом знезараження води.

Визначають годинну витрату хлору при попередньому і пост хлоруванні води:

$$Q_{xл}^n = \frac{D_{xл}^n \cdot Q_{oc}}{24 \cdot 10^3} = \frac{53634 \cdot 5}{24 \cdot 10^3} = 11,2 \text{ кг} / \text{год}$$

$$Q_{xл}^{3н} = \frac{D_{xл}^{3н} \cdot Q_{oc}}{24 \cdot 10^3} = \frac{53634 \cdot 2}{24 \cdot 10^3} = 4,57 \text{ кг} / \text{год}$$

Загальна витрата хлору:

$$Q_{xc} = Q_{xc}^n + Q_{xc}^{3н} = 11,2 + 4,57 = 15,7 \text{ кг} / \text{год}$$

$$Q_{xc}^{доб} = 24 \cdot Q_{xc} = 24 \cdot 15,7 = 376 \text{ кг} / \text{год}$$

За величиною  $Q_{xл}$ , підбирають автоматичні вакуумні хлоратори (додаток 4).

Для подавання хлору у воду в проєкті приймається хлоратор типу «ЛОНІЙ-100» з діапазоном витрати хлору 0,2–10 кг/год, діаметром підвідного патрубку ежектора 50 мм та габаритними розмірами 800×730×160 мм. Кількість резервних хлораторів визначають з урахуванням надійності роботи обладнання: при наявності одного–двох робочих хлораторів передбачають один резервний. Допускається встановлення загальних резервних хлораторів для двох точок введення хлору.

Під час попереднього хлорування хлорвмісні реагенти подають у трубопроводи, якими вода надходить на очисні споруди; у деяких випадках передбачають контактні камери. Для остаточного знезараження води хлорну воду вводять у трубопроводи перед резервуарами чистої води.

Хлорне господарство розміщують в окремо розташованих хлораторних будівлях, у яких блокуються витратний склад хлору, випарник та хлор-дозаторна. Витратний склад може бути виконаний як окрема споруда або як прибудова до хлор-дозаторної та допоміжних приміщень хлорного господарства.

Запас хлору складає:

$$Q_{xл}^3 = \frac{30 \cdot Q_{xл}^{доб}}{1000} = \frac{30 \cdot 376}{1000} = 11,2 \text{ т}$$

Ємність витратного складу хлору не повинна перевищувати 100 т, одного повністю ізольованого відсіку – 50 т.

Кількість запасних балонів:

$$n_{xл}^3 = \frac{30 \cdot Q_{xл}^{доб}}{55} = \frac{30 \cdot 376}{55} = 205 \text{ шт}$$

де 55 – маса хлору у стандартному балоні, кг.

Кількість витратних балонів повинно складати:

$$n_{\text{хл}}^{\text{випр}} = \frac{Q_{\text{хл}}}{S_{\text{бал}}} = \frac{15,7}{0,6} = 27 \text{шт}$$

При необхідності зменшити кількість витратних балонах в хлораторних , встановлюють бочки - випаровувачі, знімання хлору з яких складає 3 кг/год з 1 м<sup>2</sup> поверхні. Бокова поверхня бочки складає 3,65 м<sup>2</sup>.

Знімання хлору з однієї бочки складає:

$$q_b = F_b \cdot S_{\text{хл}} = 3,65 \cdot 3 = 10,95 \text{м}^2$$

Визначаємо необхідну кількість бочок –випаровувачів:

$$n_b = \frac{Q_{\text{хл}}}{q_b} = \frac{15,7}{10,95} = 2 \text{шт}$$

#### 1.4.6 Розрахунок окремих апаратів і споруд

##### Розрахунок змішувачів

Змішувачі призначені для рівномірного введення та розподілу реагентів у всій масі води, що підлягає обробці. Це забезпечує інтенсивний перебіг подальших хімічних реакцій у камері утворення пластівців (камера реакції). Процес змішування має відбуватися швидко — протягом 1–2 хвилин.

Найбільш ефективними та економічними вважаються вихрові та перегородкові змішувачі. На очисній станції встановлюють не менше двох змішувачів; резервні агрегати не передбачаються, однак кожний змішувач необхідно обладнати обвідним трубопроводом.

Швидкість потоку у верхній, постійній за перерізом частині змішувача приймається в межах  $v_b = 108 \dots 144 \text{м/год}$ .

Площа верхньої частини змішувача:

$$F_g = \frac{Q_{\text{год}}}{n \cdot v_g} = \frac{2234,8}{4 \cdot 125} = 4,47 \text{ м}^2$$

де  $Q_{\text{год}}$  – годинна витрата води, [ $\text{м}^3/\text{год}$ ];

$v_g$  – швидкість води у верхній частині змішувача, [ $\text{м}/\text{год}$ ];

$n$  – кількість змішувачів.

За величиною  $F_e$  визначаємо  $D$  верхньої частини:

$$b_e = \sqrt{F_e} = \sqrt{4,47} = 2,1\text{м}$$

Ширину нижньої частини змішувача визначають за зовнішнім діаметром трубопроводу, який подає воду до змішувача. Таким чином, її значення приймають рівним зовнішньому діаметру підвідного трубопроводу.

$$b_n = d_{\text{зовн}}$$

$$d_{\text{зовн}} = d_{\text{вн}} + 2\delta = 0,226 + 2 \cdot 0,012 = 0,25\text{м}$$

де  $\delta$  - товщина стінки трубопроводу, мм

$d_{\text{вн}}$  - внутрішній діаметр трубопроводу,

$$d_{\text{вн}} = \sqrt{\frac{4f}{\pi}}, \text{м}$$

$$d_{\text{вн}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,045}{3,14}} = 0,226\text{м}$$

$f$  - площа перерізу трубопроводу,

$$f = \frac{Q_{\text{вод}}}{n \cdot v_T}, \text{м}^2$$

$v_T$  - швидкість води у трубопроводі, м/год. (1,4м/с = 5040 м/год)

Отже,

$$f = \frac{53634}{2 \cdot 5040} = 0,046\text{м}^2$$

Визначимо висоту нижньої  $h_n$  частини змішувача:

$$h_n = \frac{1}{2}(b_e - b_n) \text{ctg} \frac{\alpha}{2};$$

$$h_n = \frac{1}{2}(4,47 - 2,1) \text{ctg} \frac{45}{2} = 1,34\text{м};$$

Визначимо об'єм нижньої  $W_n$  частини змішувача:

$$W_n = \frac{1}{3} \cdot h_n \cdot (F_e + F_n + \sqrt{F_e \cdot F_n});$$

$$W_n = \frac{1}{3} \cdot 1,34 \cdot (4,47 + 2,1 + \sqrt{1,84 \cdot 0,25}) = 1,24\text{м}^3;$$

Визначимо повний об'єм змішувача:

$$W = \frac{Q_{зод} \cdot t}{n \cdot 60}, M^3$$

$$W = \frac{53634 \cdot 1}{2 \cdot 60} = 3,84 M^3$$

Об'єм верхньої  $W_g$  частини:

$$W_g = W - W_n$$

$$W_g = 3,84 - 1,24 = 2,6 M^3$$

Знайдемо висоту верхньої частини:

$$h_g = \frac{W_g}{F_g} = \frac{2,6}{1,84} = 1,41 M$$

Перевіримо виконання умови:

За (1, п. 6.45)  $h_g$  повинна складати  $1 \dots 1,5$  м, що може бути досягнуте регулюванням величини  $t$  в межах  $t \leq 2$  хвилин.

$1 < h_g < 1,5$  - умова виконується.

Знайдемо повну висоту змішувача:

$$H = h_g + h_n, M$$

$$H = 1,41 + 1,34 = 2,75 M$$

### **Розрахунок споруд для освітлення води**

Контактні освітлювачі є спорудами комбінованої дії, які одночасно виконують функції камери реакції, відстійника та швидкого фільтра. Їх доцільно застосовувати при будь-якій продуктивності очисної станції за умови, що вміст завислих речовин у вихідній воді не перевищує 120 мг/л, а колірність — 120 градусів.

У складі станцій контактного освітлення передбачають встановлення сітчастих барабанних фільтрів та вхідної камери, яка створює необхідний напір, забезпечує змішування води з реагентами, контакт води з пластівцями та видалення повітря. Об'єм вхідної камери визначають виходячи з тривалості перебування води не менше 5 хвилин.

$$W_{вх.к.} = \frac{Q_{ос} \cdot t}{24 \cdot 60} = \frac{53634 \cdot 6}{24 \cdot 60} = 186,2 M^3$$

Загальну площу контактних освітлювачів визначають з урахуванням скидання першого фільтрата:

$$F_{ko} = \frac{Q_{oc}}{T_{cm} \cdot v_n - n_{np} \left( q_{np} + \tau_{np} \cdot v_h + \frac{\tau_{cm} \cdot v_h}{60} \right)} = \frac{53634}{24 \cdot 7 - 2 \left( 4,68 + 0,33 \cdot 7 + \frac{10 \cdot 7}{60} \right)} = 353,6 \text{ м}^2$$

$\tau_{ст}$  – тривалість скидання першого фільтрату, хв. (10 хв);

$T_{cm}$  – тривалість роботи станції протягом доби (24 години);

$v_n$  – розрахункова швидкість фільтрування за нормального режиму (7м/год для кварцового піску);

$n_{np}$  – кількість промивок освітлювача за добу(2);

$q_{np}$  – питома витрата води на одну промивку (13л/с);

$t$  – тривалість промивки;

$t_{пр}$  – час простою освітлювача через промивку (0,33 год).

Визначаємо кількість контактних освітлювачів:

$$N_{ко} = \frac{1}{2} \sqrt{F_{ко}} = \frac{1}{2} \sqrt{353,6} = 6,4 \approx 7 \text{ шт}$$

Приймаємо кількість контактних освітлювачів – 10 шт., з урахуванням, що 1 з них знаходиться на ремонті. При цьому необхідно забезпечити співвідношення:

$$v_{\phi} = \frac{v_h \cdot N_{\phi}}{N_{\phi} - N_1} = \frac{7 \cdot 8}{8 - 1} = 7,8 \text{ м/год} \leq 9,5$$

де  $v_{\phi}$  – швидкість фільтрування, яка не повинна перевищувати 9,5 м/год;  $N_1$  – кількість фільтрів, що знаходяться на ремонті.

Площа одного фільтра становить 36 м<sup>2</sup>. Приймаємо розміри фільтра 6×6 м. Як фільтрувальне завантаження використовують пісок крупністю 0,7 мм та гравій крупністю 2 мм; товщина гравійного шару складає 1,2 м, піщаного — 1,0 м.

Контактний освітлювач проектується без підтримуючого шару, промивання здійснюється очищеною водою. Тривалість промивки приймають 7–8 хв, інтенсивність подачі промивної води — 15–18 л/(с·м<sup>2</sup>), тривалість скиду першого фільтрату під час промивки водою становить 10–12 хв.

Для рівномірного розподілу промивної води по площі освітлювача передбачають трубчасту розподільчу систему великого опору з виходом води безпосередньо в товщу фільтрувального шару.

Далі розраховують витрату води, необхідну для промивки одного контактного освітлювача.

$$Q_{np} = F_{\phi}^0 \cdot q_{np} \cdot 10^{-3} = 36 \cdot 13 \cdot 10^{-3} = 0,468 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Визначаємо діаметр колектора:

$$D_k = \sqrt{\frac{4Q_{np}}{\pi \cdot v_k}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,468}{3,14 \cdot 1}} = 0,78 \text{ м}$$

Швидкість руху води на початку колектора (0,8...1,2 м/с).

За сортаментом трубопроводів підбирається найближчий до визначеної величини діаметр 800 мм і робиться перевірка величини  $v_k$ .

Загальна кількість відгалужень складає:

$$n_{\text{заг}}^{\text{відг}} = 2 \frac{B}{t} = 2 \frac{6}{0,3} = 40 \text{ шт}$$

Відстань між відгалуженнями (0,25..0,35 м)

Розраховуємо витрату промивної води через одне відгалуження:

$$q_{\text{відг}} = \frac{Q_{np}}{n_{\text{заг}}^{\text{відг}}} = \frac{0,468}{30} = 0,0117 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Визначаємо його діаметр:

$$d_{\text{відг}} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{\text{відг}}}{\pi \cdot v_{\text{відг}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0117}{3,14 \cdot 1,9}} = 0,088 \text{ м}$$

Підбираємо за сортаментом діаметр труби 100 мм.

Визначаємо загальну площу отворів у відгалуженнях, яка повинна складати 0,25...0,50% від робочої площі фільтра.

$$\sum f_o = (0,25 \dots 0,35) F_{\phi}^0 \cdot 10^{-2} = 0,3 \cdot 36 \cdot 10^{-2} = 0,108 \text{ м}^2$$

Діаметр отворів приймаємо 10 мм. Площа одного отвору складає:

$$f_o = \frac{\pi d_o^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,01^2}{4} = 0,0000785 \text{ м}^2$$

Розраховуємо загальну кількість отворів:

$$n_0 = \frac{\sum f_o}{f_o} = \frac{0,108}{0,0000785} = 1375,8 = 1376шт$$

Кількість отворів на одному відгалуженні становить:

$$n_o^{відз} = \frac{n_o}{n_{заз}^{відз}} = \frac{1376}{40} = 34шт$$

Довжина кожного відгалуження розраховується так:

$$l_{відз} = \frac{L - d_k^{зобн}}{2} = \frac{6 - 0,5}{2} = 2,75м$$

Шаг вісі отворів буде складати:

$$l_o = \frac{l_{відз}}{n_o^{відз}} 10^3 = \frac{2,75}{34} 1000 = 81мм$$

Для збирання та відведення промивної води з контактних освітлювачів передбачають жолоби п'ятикутної форми. Відстань між осями сусідніх жолобів повинна бути не більшою за 2,2 м, що забезпечує рівномірний прийом промивної води по всій площі фільтра.

Розраховуємо витрату води, що припадає на 1 жолоб:

$$q_{жс} = \frac{Q_{np}}{n_{жс}} = \frac{0,468}{2} = 0,234м^3 / с$$

Знаходимо ширину жолоба:

$$B_{жс} = K_{жс} \sqrt[5]{\frac{q_{жс}^2}{(1,57 + a_{жс})^3}} = 2,15 \sqrt[5]{\frac{0,234^2}{(1,57 + 1,5)^3}} = 0,8м$$

$K_{жс}$  – коефіцієнт, який залежить від форми жолоба.

Прямокутна частина жолоба дорівнює:

$$h_n = (0,5 \dots 0,75) B_{жс} = 0,5 \cdot 0,8 = 0,4м$$

Корисна висота жолоба становить:

$$h_{жс} = h_n + 0,5 B_{жс} = 0,4 + 0,5 \cdot 0,8 = 0,8м$$

Конструктивна висота:

$$h_{жс}^к = h_{жс} + 0,08 = 0,8 + 0,08 = 0,88м$$

Визначаємо відстань від поверхні фільтруючого завантаження до кромки жолоба:

$$H_{жс} = \frac{H_3 \cdot a_3}{100} + 0,3 = \frac{2,2 \cdot 45}{100} + 0,3 = 1,29м$$

Рівень води в каналі, з урахуванням підпору, що створюється трубопроводом для відведення промивної води, повинен бути на 0,2 м нижчим за дно жолоба. Це враховується під час розрахунку, і відповідна відстань від дна жолоба до рівня води в каналі визначається за спеціальною формулою.

$$H_{\text{кан}} = 1,733 \sqrt[3]{\frac{q_{\text{кан}}^2}{gB_{\text{кан}}^2}} + 0,2 = 1,733 \sqrt[3]{\frac{0,468^2}{9,81 \cdot 0,7^2}} + 0,2 = 0,42 \text{ м}$$

Швидкість руху води в кінці каналу визначається з урахуванням того, що рівень води в каналі повинен бути на 0,2 м нижче дна жолоба:

$$v_{\text{кан}} = \frac{q_{\text{кан}}}{B_{\text{кан}} (H_{\text{кан}} - 0,2)} = \frac{0,469}{0,7(0,42 - 0,2)} = 0,3 \text{ м/с}$$

#### 1.4.7 Розрахунок споруд для обробки промивної води та осаду

На станціях підготовки води, що працюють за двопроесною схемою, для приймання води після промивки фільтрів передбачають резервуари промивних вод. Зібрана промивна вода без відстоювання рівномірно перекачується у трубопроводи, розташовані перед змішувачами.

Осад, що утворюється у вертикальних відстійниках, реагентному господарстві, а також осад від промивних вод, підлягає зневодненню та складується у спеціальних накопичувачах. Якщо середньорічна каламутність вихідної води не перевищує 300 мг/л, для прискорення ущільнення осаду рекомендується використовувати згущувачі.

Залежно від кліматичних умов для подальшого зневоднення осаду можуть застосовуватися майданчики заморожування або майданчики підсушування. У даному проєкті для розрахунку прийнято схему обробки осаду без регенерації шламів-коагулянтів.

#### Розрахунок резервуара-усереднювача

Витрата води на промивку контактного освітлювача:

$$P = \frac{q_{\text{пр}} \cdot F \cdot t_1 \cdot 60 \cdot N}{Q_{\text{год}} \cdot T_p \cdot 1000} \cdot 100\% = \frac{15 \cdot 36 \cdot 7 \cdot 60 \cdot 9}{2234,8 \cdot 7,4 \cdot 1000} \cdot 100\% = 12\%$$

$T_p$  – тривалість роботи освітлювача між двома промивками;

$q_{пр}$  – інтенсивність промивки;

$N$  – кількість освітлювачів;

$F$  – площа 1 освітлювача,  $m^2$ .

Витрати на промивку

$$q_{oc} = \frac{K_p \cdot W \cdot 100}{24 \cdot Q_{oc} \cdot T} = \frac{1,3 \cdot 588 \cdot 100}{24 \cdot 248,3 \cdot 24} = 0,48\%$$

де  $Q_{oc} = Q_{зод} / N = 2234,8 / 9 = 248,3 m^3 / год$

$N$  – кількість відстійників;

$K_p$  – коефіцієнт розбавлення осаду;

$T$  – час дії відстійника між очистками, діб;

$W$  – об'єм зони накопичування та ущільнення осаду,  $m^3$ .

Об'єм зони накопичування та ущільнення осаду

$$W = \frac{24 \cdot Q_{oc} (C_{cp} - m)}{N \cdot \delta} \cdot T = \frac{24 \cdot 2234,8(92,25 - 10)}{9 \cdot 20000} \cdot 24 = 588 m^3$$

де  $C_{cp}$  – середня концентрація завислих речовин у воді,  $г/м^3$ ;

$m$  – кількість зависі у воді, що надходить до відстійника,  $мг/л$ ;

$\delta$  – середня концентрація осаду  $г/м^3$  після ущільнення на протязі 24 годин;

$T$  – час дії відстійника між чистками.

Величина  $C_{cp}$  знаходиться за формулою:

$$C_{cp} = M + K D_k + 0,25Ц + B_n = 66 + 0,55 \cdot 25 + 0,25 \cdot 50 + 0 = 92,25 г / м^3$$

де  $M$  – кількість завислих речовин у вихідній воді;

$K$  – перехідний коефіцієнт, який дорівнює для сульфата заліза 0,8;

$D_k$  – доза коагулянту з перерахунку на безводний продукт,  $г/м^3$ ;

$Ц$  – кольоровість води, град;

$B_n$  – кількість нерозчинених речовин, які вводять з вапном для підвищення рН,  $мг/л$ .

Кількість води, що втрачається при викиді осаду з осадом ущільнювача:

$$q_{oc} = \frac{K_p (C - m)}{\delta_{cp}} \cdot 100\% = \frac{1,5(90 - 10)}{20000} \cdot 100\% = 0,6\%$$

де  $C$  – максимальна концентрація завислих речовин,  $мг/л$ ;

$m$  – кількість зависі у воді, яка виходить з відстійника (8...12 мг/л);

$\delta$  – середня концентрація завислих речовин в осаді ущільнювачі;

$K$  – коефіцієнт розбавлення осаду, при його видаленні, який дорівнює 1,1-1,5.

### **Розрахунок згущувачів**

Визначаємо об'єм згущувача:

$$W_{зг} = 1,3 \cdot K_{p.o.} \cdot W_{оо.ч} = 1,3 \cdot 1,5 \cdot 92,2 = 179,79 м^3$$

де  $K_{p.o.}$  – коефіцієнт розбавлення осаду при випуску із споруд підготовки води (1,2).

Приймаємо 2 робочих вертикальні згущувача діаметром 9м, висотою циліндричної частини 4,2м, конічної 5,1м та 2 резервних.

### **Розрахунок фільт-преса**

Як зневоджу вальне устаткування приймаємо прес-фільтр.

Площа прес-фільтру:

$$F = \frac{Q \cdot C}{q_0} = \frac{2234,8 \cdot 0,066}{10} = 14,7 м^2$$

$Q$ - годинна витрата, м<sup>3</sup>/год;

$C$  – концентрація завислих речовин, що надходить на очисні споруди, кг/м<sup>3</sup>;

$q_0$  – питоме навантаження на фільт-прес (5-10)кг/м<sup>2</sup>год);

Кількість робочих прес-фільтрів обчислюємо як :  $n = \frac{F}{f}$ ,

де  $f$  – прийнята площа прес-фільтра

Приймаємо 1 робочих та 1 резервних фільт-преса ФПАКМ-ІОУ, прийнята площа робочих фільт-пресів складає 10,0 м<sup>2</sup>, маса обладнання 10200 кг, габаритні розміри 375x2000x3525мм.

Для збирання осаду використовується бункер, вивіз осаду до місця складування здійснюється автосамоскидами.

## 1.5 Охорона праці

Змін	Кіл.	Арк.	№ док.	Підп.	Дата				
Перевірів		Клімова І.В.				Інженерна частина	Стадія	Аркуш	Аркушів
							ДП	1	4
Виконав		Вишнівський А.В.							

### 1.5.1 Потенційно-небезпечні та шкідливі виробничі фактори в системах водопостачання та водовідведення

У технологічних процесах на спорудах водопостачання та водовідведення постійно діють небезпечні та шкідливі виробничі фактори, які можуть спричиняти травмування персоналу або розвиток професійних захворювань. Аналіз основних небезпечних виробничих факторів наведено в таблиці 1.25.

Таблиця 1.25

Найменування фактора	Причина виникнення	Можливі наслідки	Заходи захисту
Рухомі частини обладнання	Робота кранів, насосів, лебідок, механізмів	Травми різного ступеня тяжкості	Проведення інструктажів, підвищена уважність під час роботи, використання захисних огорожувальних конструкцій
Ураження електричним струменем	Пошкодження проводки, несправність електрообладнання, порушення ізоляції	Порушення дихання та серцевої діяльності, судоми, летальні наслідки	Захисне заземлення і занулення, використання діелектричних килимків, засобів індивідуального захисту, регулярні інструктажі
Вибух	Порушення правил безпеки під час вибухових робіт, транспортування та зберігання вибухових речовин	Поранення, травмування різної тяжкості, загибель	Дотримання регламентованих сигналів під час вибухових робіт, забезпечення безпечних відстаней
Пожежа	Коротке замикання, недотримання правил пожежної безпеки	Отруєння чадним газом, опіки, можливі летальні наслідки	Використання вогнегасників, пожежна сигналізація, інструктажі та дотримання правил пожежної безпеки

## 1.5.2 Техніка безпеки

Робочим проєктом передбачено розміщення витратного складу хлору в закритому, добре вентиляваному приміщенні, що розташовується на безпечній відстані 350 м від водозабору та житлової забудови. Така відстань відповідає вимогам санітарно-захисних зон та мінімізує ризики у випадку аварійного викиду хлору. Будівля складу запроектована як напівзаглиблена споруда, що забезпечує додатковий бар'єр безпеки та сприяє стабільним температурним умовам зберігання хлору. Конструктивно склад має два евакуаційні виходи, розташовані з протилежних боків, що забезпечує можливість безпечного покидання приміщення у разі аварії. Для зберігання хлору використовуються спеціалізовані витратні склади, оснащені обладнанням та елементами захисту згідно з чинними нормативами [3].

Витратний склад може бути виконаний як окремо розташована будівля або як приміщення, приєднане до хлородозаторної та сусідніх допоміжних приміщень хлорного господарства. Приміщення обладнано припливно-витяжною вентиляцією з механічним спонуканням, що забезпечує не менше шестиразовий повітрообмін на годину. Окремо передбачена аварійна вентиляція з таким самим нормативним повітрообміном, яка вмикається автоматично при підвищенні концентрації хлору до небезпечних значень.

В'їзд автотранспорту безпосередньо у склад хлору категорично заборонено з метою запобігання механічним пошкодженням тари та зниження ризику аварій. Балони або бочки зі зрідженим хлором розміщуються на спеціальних підставках, конструкція яких забезпечує їх фіксацію, стійке розташування та можливість безпечного стропування. Транспортування тари зі складу здійснюється вручну — на носилках або спеціальних візках із вирізами під балони, що виключає їх перекочування або падіння.

При складі хлору передбачено комплекс побутових та санітарно-технічних приміщень: душові з умивальниками, туалети, гардеробні та приміщення для зберігання і дезінфекції робочого одягу. Усі комунікації та інженерні мережі відповідають вимогам вибухо- та газобезпеки. На очисну станцію хлор надходить

у зрідженому стані, під тиском 0,6–0,8 МПа, у металевих балонах або бочках, які зберігаються у складі до використання.

У приміщенні складу також передбачено аварійну ємність з нейтралізуючим розчином для швидкого занурення балонів або контейнерів у разі значного витоку хлору. Відстань між стінками ємності та балоном повинна становити не менше 200 мм, а для контейнера — 500 мм, що забезпечує достатній об'єм розчину для хімічного зв'язування хлору.

Персонал, який обслуговує хлорне господарство, проходить регулярні інструктажі та навчання з питань безпечної експлуатації, аварійного реагування і надання першої допомоги у разі ураження хлором. Перед входом до приміщення черговий обов'язково перевіряє роботу вентиляції та переконується у відсутності загазованості. Вхід до складу дозволений виключно у засобах індивідуального захисту: протигазі, гумових чоботях, рукавицях та захисному одязі.

У разі виявлення незначного витоку хлору місце ушкодження негайно накривають вологою тканиною, що створює сольовий наліт і тимчасово зменшує виділення газу. Якщо витік не припиняється, балон занурюють у дегазаційну ванну з 10% розчином вапна або поміщають до аварійного контейнера. Аварійну бочку з хлором дозволяється занурювати на глибину до 1,5 м для забезпечення повної хімічної нейтралізації.

## 1.6 Автоматизація

Змін	Кіл.	Арк.	№ док.	Підп.	Дата				
Перевірів		Вольтерс А. О.				Інженерна частина	Стадія	Аркуш	Аркушіє
							ДП	1	5
Виконав		Вишнієський А. В.							

### 1.6.1 Процес хлорування на очисних спорудах

Витрата хлору, необхідна для ефективного знезараження води, визначається насамперед з урахуванням концентрації органічних речовин і різних забруднювачів, що здатні до окиснення та знаходяться у вихідній воді. Органічні домішки, амонійний азот, закисне залізо, марганець та інші компоненти споживають певну частину дози хлору, впливаючи на швидкість перебігу реакцій та величину залишкового хлору. Тому встановлення оптимальної витрати хлору є важливою умовою забезпечення санітарно-епідеміологічної безпеки питної води.

На більшості очисних станцій для хлорування застосовують рідкий хлор, який подається у зрідженому стані. На невеликих об'єктах або у випадках, коли використання рідкого хлору є економічно недоцільним або небезпечним, дозволяється застосування хлорного вапна. При цьому враховують вміст активного хлору у реагенті та необхідність приготування свіжих розчинів.

Під час проектування установки знезараження розрахункову дозу хлору визначають, виходячи з максимально можливого забруднення вихідної води у несприятливий період року. Доза повинна бути достатньою для повного окиснення органічних та неорганічних домішок і забезпечення необхідної кількості залишкового хлору в кінцевій воді. Наявність залишкового хлору є основним показником коректно підібраної дози та гарантує збереження знезаражуючого ефекту на всьому шляху транспортування води до споживача.

Визначення розрахункової дози хлору здійснюють методом пробного хлорування — лабораторного або дослідно-промислового. Під час пробного хлорування встановлюють хлорпоглинання води, оцінюють швидкість реакцій та залишкову концентрацію хлору через певний проміжок часу. У ряді випадків необхідно збільшити дозу хлору через наявність у воді закисного заліза, яке активно реагує з хлорним реагентом і збільшує загальне хлорпоглинання.

Рідкий хлор постачається на водоочисні станції у металевих балонах під тиском 600–800 кПа. Стандартні балони бувають двох типорозмірів: малі, місткістю 25–40 кг, і великі — до 100 кг рідкого хлору. Під час зберігання балони розміщують на спеціальних підставках, забезпечуючи їх фіксацію та доступ для

транспортування.

Подача хлору у воду здійснюється за допомогою хлораторів (газодозаторів). У хлораторі створюється вакуум, під дією якого рідкий хлор випаровується, після чого його газова фаза змішується з невеликою кількістю води. У результаті утворюється "хлорна вода", яка подається в основний потік вихідної води, що проходить очищення. Такий спосіб забезпечує рівномірність дозування, стабільність хлорування та високу технологічну безпеку.

При проектуванні системи знезараження також враховують необхідність розміщення обладнання у вентиляційно ізольованих приміщеннях, забезпечення аварійного видалення хлору, оснащення персоналу засобами індивідуального захисту та наявність автоматичних систем контролю загазованості.

### **1.6.2. Пояснення роботи функціональної схеми автоматизації**

У вихровий змішувач надходить неочищена вода та рідкий хлор, що подається дозатором, після чого змішана та оброблена вода спрямовується до споживача. Запуск системи хлорування здійснюється за допомогою тумблера SA, при вмиканні якого подається сигнал на відкриття електромагніта YA1, встановленого на трубопроводі подачі вихідної води. Це забезпечує початок руху води та формує вхідні умови для подальшої роботи автоматичної системи регулювання дози хлору.

На регулятор співвідношення середовищ FFC надходить три основних сигнали:

- сигнал витрати води від сенсора FE5;
- сигнал витрати хлору від сенсора FE10;
- сигнал концентрації хлору в обробленій воді від аналізатора AE.

Отримуючи ці вимірювальні параметри, регулятор FFC здійснює порівняння фактичних значень витрат і концентрацій із заданими та формує керуючий вплив на електромеханічний привод МА, який змінює продуктивність дозатора рідкого хлору. Таким чином забезпечується автоматичне регулювання дози хлору залежно від коливань витрати води та хлорпоглинання.

Для передачі інформації дистанційними каналами використовуються прилади FT,

АТ та РТ, які відповідають за передавання показників витрати, концентрації та тиску відповідно. Оператор має можливість контролювати роботу системи за допомогою вимірювальних приладів PIR, FQIA, FQIR, AIR, а також світлової індикації HL1 та HL2. Ці прилади відображають оперативний стан системи — витрати води і хлору, концентрацію залишкового хлору, справність окремих вузлів, наявність аварійних ситуацій.

На підставі отриманих сигналів оператор у разі потреби може виконувати коригування подачі рідкого хлору у вихровий змішувач. Це здійснюється ручкою регулятора НС на щитку керування або за допомогою вентилів на місці встановлення дозувального обладнання. Таке ручне втручання передбачене на випадок нестандартних режимів роботи, технічного обслуговування або аварійних ситуацій.

Функціональна схема автоматизації (ФСА) представлена на рисунку 1.2 та демонструє взаємодію всіх елементів системи хлорування, включаючи джерела сигналів, блоки керування, виконавчі механізми та контрольні прилади. Вона забезпечує повне уявлення про логіку роботи системи, канали взаємодії та механізми підтримання заданої якості обробленої води.

Експлікація до функціональної схеми включає опис усіх приладів та елементів автоматизації, що забезпечують контроль і регулювання процесу подачі хлору у вихровий змішувач. Прилад дистанційної передачі тиску РТ 2 передає значення тиску на щит керування. Прилад FT 6 здійснює дистанційну передачу витрати води, а АТ 14 — дистанційну передачу концентрації хлору в обробленій воді. Сигналізатор тиску PSA 3 спрацьовує у випадку виходу тиску за допустимі межі, тоді як PIR 4 реєструє і відображає зміни тиску для оператора.

Лічильник витрати з сигналізацією FQIA 7 забезпечує контроль витрати води чи хлору та подає попереджувальні сигнали при відхиленнях. Регулятор співвідношення середовищ FFC 8 автоматично керує подачею хлору, порівнюючи витрату води, витрату хлору та концентрацію залишкового хлору. Для ручного коригування використовується регулятор-перемикач НС 9, який дозволяє оператору змінювати подачу хлору вручну або перемикати режими роботи.

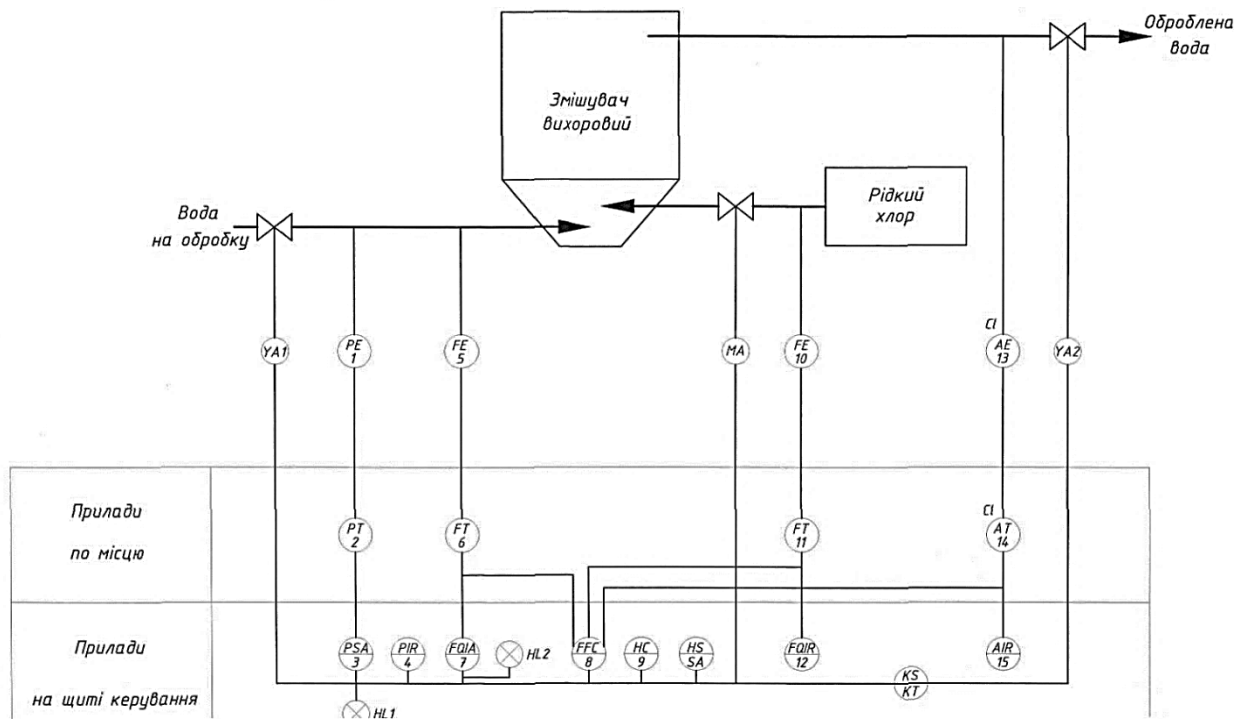


Рисунок 1.2 - Функціональна схема автоматизації подачі рідкого хлора

Лічильник із реєстрацією FQIR 12 веде точний облік витрати, а AIR 15 реєструє фактичну концентрацію хлору у воді. Реле часу KS і KT забезпечують необхідні затримки та алгоритмічні перемикання обладнання. Сенсор концентрації AE 13 безпосередньо вимірює концентрацію хлору після змішувача, сенсор витрати FE 10 контролює витрату рідкого хлору, а сенсор тиску PE 1 передає інформацію про тиск у трубопроводі.

Керування всією системою здійснюється за допомогою перемикачів типу HS та SA, що забезпечують увімкнення, вимкнення та перемикання режимів. Виконавчим механізмом є електродвигун MA, який змінює продуктивність дозатора хлору залежно від сигналів регулятора. Електромагніти YA1 і YA2 перекривають або відкривають трубопроводи подачі неочищеної та очищеної води, забезпечуючи безпечну роботу системи.

## Розділ II

### Спеціальна частина.

„Очищення стічних вод від іонів заліза із застосуванням магнітних сорбентів”

Змін	Кіл.	Арк..	№ док.	Підп.	Дата			
Перевірів		Самченко Д.М.				Стадія	Аркуш	Аркушів
						ДП	1	95
Виконав		Вишнівський А.В.				Спеціальна частина		

## ВСТУП

Вода є одним із найважливіших та стратегічних ресурсів, необхідних для життєдіяльності людини, функціонування промисловості та підтримання екологічної рівноваги у природних системах. Забезпечення належної якості водних ресурсів та запобігання їх забрудненню є ключовим завданням сучасної екологічної політики та промислової безпеки. Особливої уваги потребує проблема очищення та утилізації рідких відходів гальванічних виробництв, які є одним із найбільш небезпечних видів промислових стічних вод через високий вміст іонів важких металів, кислот та інших токсичних компонентів.

Гальванічні виробництва формують значні обсяги рідких відходів, у тому числі промивних вод і відпрацьованих травильних розчинів. Оскільки ступінь корисного використання реагентів у гальванотехнічних процесах є досить низьким (лише 30–80 % металів, 5–20 % кислот і 2–3 % води беруть участь у формуванні покриття), більша частина цих речовин переходить у стічні води, створюючи серйозне навантаження на природні водні об'єкти. За обсягами виробництва найбільша кількість стічних вод припадає на процеси цинкування, які становлять 40–50 % усіх гальванопокриттів. Крім того, кожна лінія нанесення покриттів (нікелювання, міднення, кадміювання тощо) пов'язана з операціями травлення сталевих деталей, об'єми відпрацьованих кислотних розчинів у яких у разі перевищують обсяг електролітів покриття. У разі накопичення або неякісного очищення такі розчини становлять загрозу для ґрунтів, поверхневих і підземних вод та екосистем загалом.

З огляду на це, однією з першочергових задач є ефективне очищення травильних розчинів та промивних вод, вилучення з них іонів металів, подальша утилізація цінних компонентів та повернення очищеної води у виробничий цикл. Одним із найбільш результативних методів очищення висококонцентрованих гальванічних відходів (із вмістом іонів важких металів понад 1 г/дм<sup>3</sup>) є технологія феритизації. Проте традиційний феритизаційний процес потребує нагрівання реакційної суміші до температур понад 75 °С, що робить його енергозатратним. У зв'язку з цим актуальним є пошук енергоощадних способів активації феритизації.

Перспективним напрямом є застосування електромагнітних імпульсних розрядів, які інтенсифікують процеси окиснення та формування феритних фаз, зменшуючи енергоспоживання та підвищуючи технологічну ефективність.

Окремо слід відзначити проблему очищення промивних стічних вод з низькими концентраціями іонів важких металів. У цьому напрямі все більшого поширення набувають сорбційні методи, які вирізняються простотою застосування, економічністю та високою продуктивністю. Сучасна тенденція наукових досліджень полягає у створенні екологічно безпечних і дешевих сорбентів на основі промислових відходів, що дозволяє поєднати очищення стічних вод із повторним використанням техногенних ресурсів та формуванням замкнутих технологічних циклів.

Проте залишається невирішеною важлива проблема — безпечна утилізація відпрацьованих сорбентів, які містять концентровані важкі метали. Створення безвідходних технологій, що передбачають регенерацію або переробку таких сорбентів, є ключовим кроком у напрямку реалізації принципів циркулярної економіки, зменшення антропогенного навантаження та забезпечення стійкого розвитку промислових підприємств.

## **2.1 Аналіз сучасного стану очищення стічних вод гальванічних виробництв від сполук важких металів**

### **2.1.1 Стічні води промислових виробництв, поводження з ними та їх екологічна небезпека**

Раціональне використання водних ресурсів в Україні мають особливе значення, зважаючи на інтенсивний розвиток промисловості й зростання антропогенного навантаження на природні екосистеми. Посилення військового, машинобудівного та металургійного виробництва зумовлює необхідність упровадження сучасних технологій очистки промислових стічних вод, здатних запобігти негативному впливу на водні об'єкти.

Стічні води гальванічних виробництв належать до найбільш небезпечних видів рідких відходів промислових підприємств та становлять приблизно 50 % загального обсягу промислових стічних вод. Їхня екологічна небезпека обумовлена високим вмістом іонів важких металів, а також кислот, лугів, солей, органічних сполук та інших токсичних домішок. Через складний хімічний склад, широкий діапазон концентрацій забруднень і змінну витрату таких вод, на гальванічних підприємствах необхідно застосовувати спеціальні технологічні схеми попереднього та глибокого очищення, адаптовані до конкретних типів процесів.

Залежно від концентрації забруднювальних речовин стічні води гальванічних виробництв поділяються на: висококонцентровані — це відпрацьовані технологічні розчини, електроліти, розчини з ванн уловлювання, де вміст розчинених речовин може сягати  $10 \div 400$  г/дм<sup>3</sup> і більше; промивні води з каскадних ванн, розчини після регенерації іонообмінних фільтрів (елюати) з концентрацією  $1 \div 10$  г/дм<sup>3</sup>; стічні води з проточних промивних ванн, де концентрація забруднень зазвичай не перевищує 1000 мг/дм<sup>3</sup>. За режимом скиду гальванічні стоки поділяють на періодичні, що утворюються під час заміни відпрацьованих технологічних розчинів або електролітів, і постійні, які надходять безперервно з промивних ванн після оброблення металевих виробів. За хімічним складом ці стоки поділяють на кислотні, лужні, хромовмісні, ціановмісні,

фторовмісні та такі, що містять іони важких металів (мідь, нікель, цинк, кадмій, свинець тощо).

Аналітичні дослідження показують, що обсяг концентрованих технологічних розчинів становить лише 2 ÷ 5 % від загальної кількості стічних вод підприємства, але саме вони містять до 45 ÷ 75 % сумарного навантаження забруднювачів. За даними Європейського агентства з навколишнього середовища (ЕЕА), іони важких металів є одним із найпоширеніших типів промислових забруднень, і їхнє сумарне надходження у водне середовище за останній рік перевищує 1400 тонн [4].

Відпрацьовані технологічні розчини гальванічних ванн утворюються періодично під час заміни електролітів, у яких з часом накопичуються сторонні метали, механічні домішки та продукти корозії, що призводить до погіршення якості гальванічного покриття. Хоча такі розчини іноді піддають корекції (додаванню реагентів, води, фільтрації), термін їхньої експлуатації є обмеженим. Основними напрямками поводження з відпрацьованими електролітами є відновлення їх придатності до повторного використання або вилучення важких металів із розчинів із метою подальшої утилізації або знешкодження. Якщо на підприємстві такі технології не впроваджені, стоки направляють на очисні споруди, де проводять нейтралізацію, осадження, фільтрацію та сорбцію для зменшення токсичності перед скиданням у каналізаційні або природні водні системи.

Таким чином, стічні води гальванічних виробництв становлять одне з найнебезпечніших джерел техногенного забруднення, що потребує застосування інноваційних методів очистки, здатних ефективно вилучати іони важких металів навіть у низьких концентраціях, забезпечуючи при цьому екологічну безпеку та можливість повторного використання води у виробничих циклах.

Операції оброблення поверхні металевих деталей та нанесення гальванічних покриттів нерозривно пов'язані зі стадією промивки, унаслідок чого утворюються значні обсяги відпрацьованих промивних вод. Якість промивання після кожної електролітної ванни є критичним фактором не лише з технологічної, але й з

економічної точки зору, оскільки вона визначає ступінь втрат цінних реагентів і металів, а також впливає на ефективність подальшого очищення стічних вод. Промивання деталей у гальванічному виробництві здійснюють у проточних і непроточних ваннах. Вибір методу промивки значною мірою визначає об'єм утворених стічних вод і концентрацію забруднюючих компонентів. Хімічний склад, кількість та властивості цих стічних вод залежать від режиму промивання, кількості використаної води, складу технологічних розчинів, геометрії виробів та ступеня складності їх профілю.

За статистичними даними, промивні води становлять близько 98 % загального обсягу гальванічних стічних вод [5]. Водночас в Україні рівень їх очищення та регенерації цінних металів залишається низьким і не перевищує 10 %, що свідчить про значний потенціал для технологічної модернізації.

Таким чином, промивні води гальванічних виробництв становлять одну з основних складових загального обсягу промислових стоків і водночас — ключову екологічну проблему, вирішення якої потребує розроблення енергоефективних і ресурсозберігаючих технологій очистки, спрямованих на вилучення, утилізацію та повторне використання іонів важких металів.

Відпрацьовані розчини травильних ванн становлять найбільш небезпечну частину гальванічних стічних вод. Вони містять значні кількості сульфату або хлориду заліза, вільну кислоту, а також механічні домішки — окалину, іржу та продукти корозії металу. На початкових етапах роботи ванни вміст вільної кислоти у травильному розчині становить  $10 \div 20$  %, однак у процесі травлення його концентрація поступово зменшується через утворення сірчанокислового або хлорного заліза, що супроводжується зниженням швидкості процесу травлення. Коли активність травильного розчину зменшується до критичного рівня, він втрачає здатність до ефективного розчинення оксидних плівок і підлягає заміщенню новим розчином. У цей момент утворюється відпрацьований травильний розчин, який потребує очищення або утилізації. Температура таких стоків зазвичай досягає  $80$  °C, а їхній хімічний склад характеризується високою

концентрацією:  $30 \div 100$  г/дм<sup>3</sup> вільної сірчаної кислоти та  $100 \div 300$  г/дм<sup>3</sup> солей заліза.

В умовах воєнного стану загальна кількість гальванічних підприємств в Україні зменшилася, оскільки значна їх частина розташовувалася на тимчасово окупованих територіях. Водночас на діючих виробництвах більшість систем очищення стічних вод базуються на застарілих технологіях та обладнанні, які не відповідають сучасним екологічним вимогам і стандартам Європейського Союзу. Це суттєво знижує ефективність очищення і створює ризики потрапляння токсичних речовин у навколишнє середовище. Разом із тим, зростання обороноздатності країни та активізація машинобудівного й приладобудівного секторів зумовлюють прогнозоване збільшення кількості гальванічних ліній та обсягів виробництва. За оцінками фахівців, щороку у водні об'єкти України потрапляють тисячі тонн сполук важких металів, зокрема заліза, що істотно погіршує екологічний стан річкових басейнів і підземних водних горизонтів [6].

Така ситуація вимагає термінового вдосконалення технологій очистки промислових стічних вод, зокрема гальванічних, із пріоритетом на впровадження ресурсоощадних, енергоефективних та екологічно безпечних методів, здатних забезпечити зменшення токсичного навантаження на водні об'єкти та повернення цінних компонентів у виробничий цикл.

За даними, обсяг накопичення токсичних відходів в Україні суттєво перевищує аналогічні показники більшості країн Європи. Однак це частково пояснюється відмінностями у нормативно-правових підходах до класифікації відходів та різними критеріями віднесення їх до категорії токсичних [7].

Проблема поводження з токсичними відходами в Україні полягає насамперед у відсутності розвиненої інфраструктури екологічного моніторингу, збору, транспортування, знешкодження та утилізації таких відходів. У більшості розвинених країн ці функції забезпечуються системно організованими державними і приватними структурами, що дозволяє ефективно контролювати обіг небезпечних речовин та мінімізувати ризики для довкілля. В Україні ж

подібна система перебуває на початковій стадії формування, а значна частина токсичних рідких відходів накопичується без належного контролю.

З огляду на поточну ситуацію, спричинену воєнними діями, оприлюднення офіційних статистичних даних щодо обсягів утворення та накопичення відходів за відповідними класифікаційними групами тимчасово призупинене. Відповідно до Закону України “Про захист інтересів суб’єктів подання звітності та інших документів у період дії воєнного стану або стану війни”, оприлюднення таких даних буде здійснено після завершення встановленого законом терміну подання статистичної та фінансової звітності.

Впродовж тривалого часу в Україні залишається невирішеним комплекс питань, пов’язаних із утилізацією та очищенням технологічних розчинів, стічних вод і переробкою небезпечних відходів промислового походження. Значна частина таких відходів продовжує накопичуватися безпосередньо на територіях промислових підприємств, що створює довготривалу екологічну загрозу як для ґрунтів, так і для підземних та поверхневих вод.

Більшість місць складування токсичних відходів не відповідають вимогам чинного екологічного законодавства та санітарних норм, не мають належної гідроізоляції, систем збору фільтрату й моніторингу стану довкілля. У результаті цього забруднювальні речовини мігрують у навколишнє середовище, спричиняючи вторинне забруднення територій, а також потрапляння токсичних сполук на несанкціоновані звалища або інші непридатні для їх зберігання об’єкти. Слід відмітити, що частина токсичних рідких відходів промислового походження, зокрема відпрацьовані технологічні розчини, на багатьох підприємствах не підлягають утилізації чи регенерації, а розбавляються промивними стічними водами та скидаються разом на очисні споруди. У результаті цього у водні об’єкти надходять недостатньо очищені стічні води, що містять іони важких металів, які чинять руйнівний вплив на живі екосистеми. Таке безконтрольне скидання є не лише екологічною, а й соціально-економічною проблемою, оскільки призводить до деградації природних ресурсів, погіршення стану здоров’я населення та збільшення витрат на відновлення довкілля.

Проблема очищення гальванічних стічних вод має не лише екологічний, а й економічний аспект, адже плата за скид води, а також штрафи за перевищення гранично допустимих концентрацій (ГДК) постійно зростають. Тому на сучасному етапі підприємствам необхідно впроваджувати ефективні системи очищення, які дозволяють реалізувати цикли замкнутого водопостачання у гальванічному виробництві та забезпечують відповідність європейським екологічним стандартам і нормативам.

Недостатня очистка стічних вод призводить до потрапляння іонів важких металів у поверхневі та підземні води, де вони чинять токсичний вплив на живі організми, порушують біохімічні процеси у водних екосистемах та накопичуються в трофічних ланцюгах. Значна частина цих сполук потрапляє до організму людини через питну воду та харчові продукти. Багато з них, крім токсичної дії, проявляють канцерогенні та мутагенні властивості, спричиняючи небезпечні наслідки для здоров'я населення.

Іони важких металів відзначаються високою міграційною здатністю, доброю розчинністю у воді та здатністю утворювати леткі або токсичні сполуки, що сприяє їх поширенню у навколишньому середовищі. Потрапляючи до живих організмів, вони здатні акумулюватися у тканинах, викликати метаболічні порушення та зміни на клітинному й генетичному рівнях.

Для кількісної оцінки екологічної небезпеки стічних вод застосовують екологічний критерій, який визначається як співвідношення кінцевої концентрації забруднювальної речовини в очищеній воді до її гранично допустимої концентрації (ГДК) у воді рибогосподарських водойм. Чим більшим є значення цього критерію, тим вищий рівень потенційної екологічної небезпеки стічних вод. У випадку гальванічних виробництв до складу інтегрального екологічного критерію входить сукупна небезпека як відпрацьованих концентрованих розчинів, так і промивних стічних вод, що визначає загальний рівень техногенного навантаження на водні об'єкти.

Таким чином, проблеми техногенного забруднення навколишнього природного середовища з кожним роком набувають дедалі більшої гостроти й

поступово переходять у глобальну екологічну кризу. Особливої актуальності набуває питання зменшення антропогенного навантаження на біосферу шляхом переходу до маловідходних і безвідходних технологій, орієнтованих на раціональне використання природних ресурсів. Головним завданням сучасної екологічної інженерії залишається впровадження екологічно безпечних технологічних процесів, спрямованих на мінімізацію утворення промислових відходів, утилізацію та повторне використання цінних компонентів і забезпечення стійкого функціонування виробничих систем у гармонії з навколишнім середовищем.

### **2.1.2 Основні методи очистки промивних стічних вод і розчинів гальванічних виробництв від іонів важких металів**

Гальванічне виробництво є одним із найбільших споживачів сполук важких металів та коштовних хімічних реагентів. Як свідчать дослідження [8], на гальванічних підприємствах не існує універсального методу очистки, який би забезпечував повне вилучення всіх видів забруднень при мінімальних експлуатаційних витратах. Жоден з відомих методів не дозволяє одночасно досягти високого ступеня очищення стічних вод до нормативів гранично допустимих концентрацій, забезпечити повернення очищеної води у систему оборотного водопостачання, знизити енерговитрати, забезпечити утилізацію цінних компонентів і водночас зберегти економічну доцільність процесу.

У зв'язку з цим одним із найперспективніших напрямів сучасної екологічної інженерії є створення та впровадження комплексних схем очистки стічних вод, які поєднують декілька методів очистки. Поєднання різних методів дозволяє підвищити ефективність вилучення іонів важких металів, стабілізувати роботу очисних споруд і забезпечити відповідність якості води нормативним вимогам. Вибір конкретної технології визначається складом і концентрацією домішок у стічних водах, необхідним ступенем очищення, а також можливістю використання тих чи інших реагентів і наявністю відповідного обладнання.

У практиці очистки гальванічних стічних вод сьогодні застосовується широкий спектр методів, заснованих в основному на фізико-хімічних процесах. Серед них найпоширенішими залишаються реагентні методи, які становлять понад 80 % усіх технологічних рішень, що використовуються у виробництві [9]. Такі технології ґрунтуються на процесах окиснення, відновлення, нейтралізації, коагуляції, флокуляції та флотації, завдяки яким розчинені сполуки важких металів переводяться у нерозчинні осад.

Ефективність цих процесів значною мірою залежить від вибору реагентів, розчинності сполук, що утворюються, і стабільності осадів. Найчастіше для осадження іонів важких металів застосовують гідроксид натрію, карбонат натрію, гашене вапно, аміачну воду та інші реагенти. Використання реагентних методів є простим у реалізації й технічно надійним, однак їх ефективність знижується при наявності у стічних водах кількох видів металів або при коливаннях рН. Саме тому подальший розвиток цих методів пов'язаний з їх поєднанням із мембранними або сорбційними процесами, що дозволяє підвищити рівень очистки та досягти стабільних результатів у промислових умовах.

Відомо, що при спільному осадженні гідроксидів двох або кількох металів за однієї і тієї ж величини рН досягається вища ефективність процесу, ніж при роздільному осадженні кожного з важких металів окремо. Рішення щодо вибору роздільної чи спільної очистки приймається індивідуально, залежно від об'єму утворених стічних вод і економічної доцільності в межах конкретного технологічного процесу.

Запропоновано низку підходів до вдосконалення реагентного очищення. Зокрема, авторами [10] розроблено метод отримання безпечних осадів стічних вод, що містять іони важких металів, шляхом осадження металів фосфорною кислотою або її солями. Перевага цього способу полягає в тому, що фосфати не є амфотерними сполуками та характеризуються значно нижчою розчинністю, ніж гідроксиди або сульфати тих самих металів. Інший підхід ґрунтується на використанні водної суспензії  $\text{FeS}_2$ , що спричиняє обмінну реакцію з утворенням важких металів у формі малорозчинних сульфідів.

Попри простоту реалізації, реагентні методи мають низку суттєвих недоліків. Вони характеризуються тривалістю процесу, високою витратою реагентів, потребують значних виробничих площ та великогабаритного обладнання, а також супроводжуються утворенням великої кількості осадів, які самі потребують подальшої утилізації.

Поряд із реагентними методами у практиці очистки стічних вод від іонів важких металів широкого застосування набули мембранні, електрохімічні та сорбційні технології [11]. Розвиток мембранних процесів став одним із ключових напрямів технологічного прогресу останніх десятиліть. Мембрана є селективним (напівпроникним) бар'єром, який пропускає певні компоненти розчину й затримує інші [12]. До основних методів мембранного розділення належать ультра, нано та мікрофільтрація, зворотний і прямий осмос, електродіаліз та мембранна дистиляція [13].

Ультрафільтрація працює при низьких робочих тисках і застосовується для вилучення макромолекул та колоїдів. Оскільки пори мембран можуть бути більшими, ніж іони металів, процес часто підсилюють добавками, що збільшують розмір частинок. На цій основі розроблено міцелярно-підсилену ультрафільтрацію (MEUF), яка поєднує дії поверхнево-активних речовин і мембранної фільтрації, а також полімерно-підсилену ультрафільтрацію (PEUF), де іони металів зв'язуються з полімерними лігандами. Обидва методи характеризуються високою селективністю, низьким енергоспоживанням і придатні для очищення стічних вод з невеликим умістом металів [14].

Нанофільтрація забезпечує видалення розчинених речовин із розмірами від 0,0005 до 0,007 мкм, тобто займає проміжне положення між ультрафільтрацією та зворотним осмосом. Мембрани виготовляються з багатошарових полімерних композитів, що містять негативно заряджені функціональні групи, і дозволяють досягати ефективності очищення 94 ÷ 98 % [15].

Мікрофільтрація базується на використанні мікропористих мембран із порами діаметром 0,1 ÷ 10 мкм для видалення механічних домішок, мікроорганізмів і колоїдних частинок. Незважаючи на простоту, цей процес має

обмежене застосування у вилученні важких металів через відносно низьку селективність.

Зворотний осмос є процесом тискового розділення, який використовує напівпроникні мембрани з порами  $0,5 \div 1,5$  нм. При тиску  $20 \div 70$  бар він забезпечує вилучення  $95 \div 99$  % розчинених солей і забруднених органічних сполук [16]. Однак проблемою залишається забруднення та деградація мембран. За експериментальними даними, ефективність видалення іонів  $Fe^{3+}$ ,  $Zn^{2+}$  і  $Ni^{2+}$  досягає 10, 48 і 82 % відповідно [17].

Прямий осмос, на відміну від зворотного, не потребує гідравлічного тиску і є більш енергозберігаючим. Він характеризується низьким рівнем забруднення та високою екологічною чистотою, однак має недоліки, пов'язані з вибором мембрани, повторною концентрацією розчинів і явищами поляризації [18].

Електродіаліз ґрунтується на переміщенні іонів через систему чергуючихся катіоно- та аніонообмінних мембран під дією електричного потенціалу. Метод не супроводжується фазовими переходами, дозволяє регулювати процес у широкому діапазоні рН і забезпечує вилучення понад 90 % іонів  $Cu^{2+}$ ,  $Ni^{2+}$ ,  $Cd^{2+}$ ,  $Fe^{3+}$ ,  $Cr^{6+}$  і  $Zn^{2+}$  [19]. Основними недоліками є висока вартість мембран і схильність до їх забруднення.

Мембранна дистиляція є термічно керованим гібридним процесом, у якому мікропориста гідрофобна мембрана розділяє гарячий і холодний потоки, пропускаючи лише водяну пару. Такий підхід дозволяє досягати рівня очищення понад 96 % для іонів  $Ca^{2+}$ ,  $Mg^{2+}$ ,  $Fe^{3+}$  і  $Fe^{2+}$  [20].

Рідинні мембрани являють собою тонкий органічний шар, який діє як бар'єр між двома водними фазами. Вони забезпечують високу селективність і здатність до молекулярного розпізнавання, хоча їхня довготривала стабільність залишається низькою. Ефективність видалення іонів  $Zn^{2+}$ ,  $Cd^{2+}$ ,  $Cu^{2+}$  і  $Fe^{3+}$  у цьому процесі сягає близько 89 % [21].

Серед прогресивних напрямів розвитку технологій очищення гальванічних стічних вод особливе місце займають електрохімічні методи, які забезпечують одночасне видалення як неорганічних, так і органічних домішок. Іони важких

металів осаджуються на катоді, тоді як органічні речовини піддаються окисненню на аноді. До найбільш ефективних процесів цього типу належать електрокоагуляція, електрофлотація, гальванокоагуляція та електроліз.

Широке поширення у практиці отримав метод іонного обміну, який базується на оборотній хімічній реакції заміщення небажаних іонів металів на нешкідливі катіони з нерухомої твердої фази [22]. Іонітообмінні матеріали можуть бути як природного походження (цеоліти), так і синтетичними (органічні смоли). Метод ефективно видаляє іони  $Pb^{2+}$ ,  $Hg^{2+}$ ,  $Cd^{2+}$ ,  $Ni^{2+}$ ,  $V^{4+}$ ,  $V^{5+}$ ,  $Cr^{3+}$ ,  $Cr^{6+}$ ,  $Cu^{2+}$  і  $Zn^{2+}$  зі стічних вод. Проте, як і адсорбційні процеси, він потребує подальших досліджень для підвищення стабільності, селективності та можливості багаторазового використання іонітів.

Іонообмінний метод доцільно застосовувати переважно для очищення стічних вод із загальним солевмістом до  $3 \text{ г/дм}^3$ . Зі збільшенням мінералізації води економічність цього способу знижується через скорочення тривалості міжрегенерацийного циклу роботи іонітів і зростання витрат реагентів для їх відновлення. Використання іонообмінних матеріалів дає змогу повертати у гальванічне виробництво близько  $90 \div 95 \%$  очищених стічних вод, одночасно вилучаючи сполуки важких металів для повторного використання. На ефективність процесу іонного обміну істотно впливають швидкість руху розчину, його концентрація, природа іоніту та хімічний склад води. Оптимальна схема очистки визначається якістю стічної води та вимогами до знесоленої води. Для забезпечення ефективності процесу вміст завислих і органічних речовин у воді не повинен перевищувати  $10 \text{ мг/дм}^3$ , а температура очищуваної води має становити не більше  $35 \text{ }^\circ\text{C}$  [23].

Метод електрокоагуляції базується на електролізі стічної води з використанням сталевих або алюмінієвих анодів, які поступово розчиняються під дією електричного струму. У процесі електролізу в розчині утворюються гідратовані іони металів  $Fe(OH)_3$ ,  $Fe(OH)_2$ ,  $Cr(OH)_3$ , що виконують роль коагулянтів і сорбентів для інших іонів важких металів. Цей метод найчастіше застосовується для очищення хромовмісних стічних вод, але може бути

ефективним і для вилучення іонів міді, нікелю та цинку [24]. Ефективність електрокоагуляції визначається досягненням рН, за якого починається гідратоутворення іонів металів, а також концентрацією заліза, достатньою для осадження розчинених важких металів.

Останніми роками активного розвитку набув електрофлотаційний метод, який розглядається як різновид електрокоагуляції. Його суть полягає у використанні електролізу води на нерозчинних електродах для утворення мікроскопічних бульбашок водню та кисню (~0,15 мм), що сприяють підняттю іонів важких металів і колоїдів на поверхню. Найкращі результати досягаються при використанні електродів із титану, які є корозійностійкими й володіють високою каталізаторною активністю. Метод ефективний для стічних вод із початковою концентрацією іонів важких металів до 200 мг/дм<sup>3</sup> [25].

Іншим різновидом електрохімічного очищення є електроліз, у якому на аноді відбувається окиснення іонів металів, а на катоді — їх відновлення у вигляді металевого осаду. Для цього застосовують нетоксичні та надійні електроди, здебільшого із заліза або алюмінію [26]. Електроліз ефективно використовується для вилучення іонів Au, Ag, Cu, Ni, Zn, Cd з промивних стічних вод гальванічних підприємств. Результативність процесу залежить від концентрації іонів металів, щільності струму та інтенсивності масообміну в системі.

На вітчизняних підприємствах поширення набув метод гальванокоагуляції, який за суттю подібний до електрокоагуляції, але не потребує зовнішнього джерела струму. У цьому випадку іони заліза або алюмінію надходять у розчин внаслідок гальванічної корозії залізних або мідних електродів. Основним механізмом вилучення іонів важких металів є утворення феритів, які осаджуються з води у формі малорозчинних сполук. Для очищення стічних вод, що містять Ni<sup>2+</sup>, Cu<sup>2+</sup> і Zn<sup>2+</sup>, найкращі результати досягаються при використанні пари Al–Cu, а для вилучення Cr<sup>6+</sup> — системи Fe–Cu [27].

Поряд із цим, останнім часом зростає інтерес до біохімічних способів очищення стічних вод гальванічних виробництв. Їхня суть полягає у використанні сульфатвідновлювальних бактерій, які в анаеробних умовах відновлюють

сульфати до сірководню. Утворений сірководень реагує з іонами важких металів (Cr, Cu, Ni, Zn), утворюючи нерозчинні сульфідні, які потім видаляються у вигляді осаду. Такий підхід дозволяє ефективно вилучати метали при відносно низьких енерговитратах.

### **2.1.3. Сучасний стан підземних вод України та існуючі методи очистки їх від сполук важких металів**

Підземні води є невід'ємною складовою водного балансу України та відіграють ключову роль у забезпеченні населення питною водою [28]. Важливою екологічною проблемою є й те, що забруднювальні речовини, присутні у поверхневих водах, можуть мігрувати у ґрунтові горизонти, погіршуючи якість підземних вод і ускладнюючи їх подальше використання для питних цілей.

На якість поверхневих вод істотно впливають антропогенні чинники, серед яких — промислові та гірничодобувні підприємства, сільськогосподарська діяльність, урбанізація й нераціональне використання природних ресурсів. Унаслідок цього якісний і кількісний склад водних екосистем перебуває в прямій залежності від інтенсивності та характеру людської діяльності. Так, у разі розташування в межах річкового басейну родовищ руд важких металів, до переліку контрольованих показників моніторингу обов'язково включають відповідні елементи-забруднювачі (наприклад, Pb, Cd, Cu, Zn, Ni) [29]. Якщо ж у басейновій зоні функціонує підприємство хімічної промисловості, необхідно здійснювати контроль за вмістом специфічних сполук, які виробляються або використовуються на цьому об'єкті. З огляду на нерівномірність розміщення промислових підприємств у межах річкових басейнів України, при оцінюванні якості поверхневих вод доцільно попередньо аналізувати ступінь антропогенного навантаження на конкретний басейн і визначати пріоритетні хімічні показники для контролю.

Важкі метали належать до найбільш небезпечних забруднювачів підземних вод, що використовуються для питного водопостачання [30]. Їх наявність у природних водах зумовлена як антропогенним впливом, так і природними

геохімічними процесами, зокрема біологічним вилуговуванням мінеральних руд. Потрапляння таких елементів у водоносні горизонти спричиняє істотне погіршення якості води, роблячи її непридатною для споживання без попереднього очищення.

Важливим природним механізмом надходження важких металів у водоносні горизонти є також біологічне вилуговування мінеральних речовин. Цей процес полягає у розчиненні сполук металів у результаті життєдіяльності хемолітоавтотрофних мікроорганізмів, які окиснюють сульфіди та інші сполуки металів до розчинних іонних форм [31].

Під дією утворених у процесі біоокиснення іонів водню відбувається розчинення сульфідних мінералів, таких як сфалерит ( $ZnS$ ), халькопірит ( $CuFeS_2$ ) та галеніт ( $PbS$ ). Ці реакції спричиняють перехід металів у розчинну іонну форму, що призводить до підвищення їх концентрацій у підземних водах. Унаслідок цього хімічний склад підземних вод за вмістом важких металів є динамічним і нестабільним, змінюючись залежно від геологічних умов середовища (наявності тріщинуватих зон, глибини залягання водоносних горизонтів, мінералогічного складу порід) та комплексу природних і антропогенних факторів. Останні включають інфільтрацію промислових стоків, фільтрацію через зони техногенного забруднення, а також вплив сільськогосподарського навантаження на ґрунтово-гідрологічну систему.

Підвищені концентрації важких металів у підземних водах можуть бути зумовлені просочуванням у ґрунт недостатньо очищених промислових стічних вод, а також несистемним використанням мінеральних добрив і отрутохімікатів у сільському господарстві. Надмірне або нерівномірне застосування агрохімікатів протягом року призводить до сезонних коливань як якісного, так і кількісного складу важких металів у підземних водах.

Окрім антропогенних джерел, значний вплив на вміст важких металів чинить інтенсивний та безсистемний водозабір. Перевищення обсягів експлуатації над затвердженими запасами призводить до гідродинамічного порушення природного режиму підземних вод, унаслідок чого відбувається підтягування

високомінералізованих вод із глибших горизонтів або надходження вод із шарів, що містять підвищені концентрації важких металів [32]. Їх наявність пояснюється хімічним складом водотривких порід, із якими контактують водоносні горизонти, — такі породи часто містять рухомі сполуки заліза, марганцю та інших мікроелементів, здатні переходити у розчинну форму. Таким чином, фізико-хімічний склад підземних вод є динамічним і просторово неоднорідним, що зумовлює складність прогнозування їх якості. Враховуючи поєднання низьких значень рН, наявність кількох типів важких металів у різних концентраціях і вплив комплексу природних та антропогенних факторів, пошук і впровадження ефективних технологій очищення підземних вод є одним із найактуальніших завдань сучасної водоочисної інженерії. Змінність складу підземних вод за вмістом важких металів суттєво ускладнює вибір оптимальної технології їх підготовки для питних потреб.

Сучасні технології очистки не завжди здатні забезпечити одночасне ефективне видалення всього спектра металів, що зумовлює необхідність комплексного або комбінованого підходу. Для цього застосовуються такі процеси, як сорбція, іонний обмін, фільтрація, коагуляція, а також реагентні методи, серед яких останні є найбільш поширеними в практиці водопідготовки.

Реагентний метод базується на тому, що більшість важких металів перебувають у розчинній формі лише за умов кислого середовища. Підвищення рН води вище 7 створює умови для утворення нерозчинних гідроксидів та карбонатів металів, які осаджуються й можуть бути вилучені механічним шляхом. З метою нейтралізації кислотності та переведення металів у нерозчинну фазу застосовують різні лужні реагенти — гашене вапно ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ), карбонат кальцію ( $\text{CaCO}_3$ ), кальциновану соду ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ), негашене вапно ( $\text{CaO}$ ) та гідроксид магнію ( $\text{Mg}(\text{OH})_2$ ). Серед них гашене вапно є найбільш доступним і економічно вигідним реагентом, що зумовлює його широке використання на водоочисних станціях.

Перевагою реагентного способу є простота реалізації та можливість одночасного знезалізнення й деманганації води. Водночас недоліками цього методу залишаються висока утворюваність осадів, необхідність подальшої

утилізації шламів і низька ефективність щодо видалення комплексованих або колоїдних форм важких металів. Саме тому останніми роками активно розвиваються сорбційні та мембранні технології, здатні забезпечити більш глибоке очищення води при менших витратах реагентів.

Незважаючи на доступність і низьку вартість вапнякових реагентів, їх використання для очистки підземних вод має низку обмежень. Основним недоліком цього методу є повільна кінетика реакції між кислотою та частинками вапнякової суспензії, що знижує ефективність нейтралізації. Крім того, після оброблення вапном вода містить підвищену концентрацію іонів  $\text{Ca}^{2+}$ , що може вимагати додаткового етапу пом'якшення.

Альтернативою традиційним реагентам є використання природних алюмосилікатних матеріалів, які мають іонообмінні властивості й здатні частково коригувати рН до нейтрального або слаболужного [33]. Їх ефективність зумовлена поєднанням двох механізмів вилучення металів — іонного обміну та утворення нерозчинних сполук, що робить їх перспективними сорбентами для очищення підземних вод.

Залежно від природи металів ефективність реагентного осадження визначається рівнем рН середовища: деякі метали осаджуються за слабколужних умов ( $\text{pH} = 7,5\text{--}8,0$ ), тоді як інші потребують значно лужного середовища ( $\text{pH} > 9$ ). Це призводить до неповного вилучення металів, перевитрати реагентів і необхідності подальшого коригування рН до нейтрального значення [34].

Одним із практичних напрямів удосконалення є фільтрування через “лужні” матеріали — мармурову крихту, доломіт, магнезит тощо. Під час контакту з кислотою водою ці матеріали поступово розчиняються, нейтралізуючи кислотність і переводячи у воду розчинні лужні та лужноземельні катіони. Такий підхід забезпечує м'яке регулювання кислотності й додаткове зниження вмісту металів.

Попри ефективність реагентного методу, його обмеження стимулюють пошук альтернативних технологій очистки, зокрема з використанням природних гірських порід з високою іонообмінною здатністю, що містять катіони  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$ ,

K<sup>+</sup>. Їхні переваги полягають у доступності, низькій вартості, простоті експлуатації та можливості комбінування з іншими методами [35].

Серед фізико-хімічних технологій значного поширення набули адсорбційні процеси, що характеризуються високою ефективністю та економічністю при очищенні вод від іонів важких металів. Основним обмеженням методу є вартість сорбентів, тому сучасні дослідження спрямовані на розроблення альтернативних, дешевших і екологічно безпечних матеріалів [36].

Відомі також методи очистки стічних вод сорбційним шляхом із використанням біомаси активного мулу або інших природних сорбентів рослинного походження. Попередня обробка біомаси розчинами кислот, лугів, солей чи органічних розчинників суттєво підвищує її сорбційну здатність і пришвидшує десорбцію металів у процесах вилуговування. Сорбційне очищення може бути як самостійною стадією, так і частиною комбінованих технологічних схем.

Сорбційний метод не потребує введення додаткових реагентів і дозволяє вилучати важкі метали навіть із багатокомпонентних систем. Його ефективність визначається природою сорбенту, фізико-хімічними характеристиками забруднювачів і умовами експлуатації, зокрема температурою, рН, часом контакту та дозою сорбенту. Основними перевагами методу є низькі експлуатаційні витрати, висока ефективність вилучення металів, простота регенерації та можливість повторного використання сорбентів.

Серед нанопористих сорбентів особливе місце посідають матеріали на основі вуглецю — активоване вугілля, вуглецеві нанотрубки та графен, які мають велику питому поверхню (500–1500 м<sup>2</sup>/г) і високу хімічну стабільність [37]. Для підвищення ефективності їх модифікують шляхом азотування, окиснення або сульфування, що покращує сорбційні властивості, але іноді зменшує площу активної поверхні [38]. Проте висока вартість таких матеріалів обмежує їх широке промислове використання, а гідрофобність вуглецевих нанотрубок сприяє їхній агрегації у водних середовищах, що знижує ефективність сорбції.

Поміж природних полімерів значну увагу привертає хітозан — біополімер із високою сорбційною здатністю завдяки наявності аміних і гідроксильних груп [39]. Його недоліками є низька механічна міцність і слабка стабільність, що ускладнює регенерацію. Тому для підвищення ефективності хітозан модифікують структурно або комбінують із мінеральними сорбентами, що покращує його міцність і термічну стабільність, хоча може знижувати ємність поглинання.

До перспективних природних сорбентів належать мінеральні матеріали — цеоліти, кремнеземи та глини, які мають високу катіонообмінну здатність, поверхневу гідрофільність і вибірковість сорбції [40]. Їх ефективність можна підвищити за допомогою кислотного промивання або термічної обробки, що збільшує питому поверхню й пористість. На процес сорбції впливають також температура, рН та початкова концентрація іонів металів; підвищення рН і зниження концентрації сприяє зростанню ефективності видалення.

Економічна доцільність використання природних мінералів є беззаперечною, однак ефективність їхньої роботи знижується після кількох циклів. Для подолання цього недоліку застосовують модифікації, зокрема кальцинацію або імпрегнацію, які підвищують активність сорбентів, але водночас збільшують собівартість процесу й можуть супроводжуватися утворенням побічних сполук.

Окрему групу сучасних сорбентів становлять метал-органічні каркаси (МОК) — пористі кристалічні матеріали, у яких іони металів утворюють координаційні зв'язки з органічними лігандами [41]. Такі матеріали характеризуються високою селективністю, великою питомою поверхнею та можливістю структурного регулювання. Особливий інтерес викликають цирконієві МОК, що відзначаються термічною і гідролітичною стабільністю. Проте їхнє промислове застосування обмежене через високу вартість лігандів і низьку водостійкість [42]. Подальші дослідження спрямовані на підвищення стабільності, зменшення вартості та масштабування виробництва таких матеріалів для очищення промислових стічних вод.

Перспективними природними сорбентами є цеоліти, базальтові туфи, монтморилонітові та бентонітові глини, які поєднують іонообмінні, адсорбційні

та буферні властивості. Особливо цінними в цьому аспекті є цеоліт-сметитові туфи базальтового походження. Ці матеріали мають високу пористість, хімічну стійкість і значну здатність до фіксації іонів важких металів, що робить їх ефективною та економічно доцільною альтернативою традиційним реагентним технологіям [43].

Сорбційний процес характеризується оборотністю, економічністю та технологічною простотою, що дозволяє багаторазово повторювати цикли сорбції та десорбції. Однак у висококонцентрованих розчинах ефективність процесу помітно знижується через швидке насичення активних центрів сорбенту іонними формами металів, що потребує періодичної регенерації або заміни матеріалу [44].

Експериментальні дослідження показують, що природні матеріали з високою сорбційною здатністю демонструють найкращі результати за умов низької мінералізації води, коли відсутня конкуренція між іонами різної природи. Це забезпечує більш повне використання активних центрів алюмосилікатів і підвищує ефективність очищення. Таким чином, використання природних алюмосилікатів у системах очищення підземних і поверхневих вод є перспективним напрямом екологічної інженерії, який поєднує високу ефективність, екологічну безпечність та економічну доцільність.

Враховуючи ці властивості, впровадження технологій очищення підземних вод із використанням природних алюмосилікатних матеріалів як сорбентів є перспективним напрямом розвитку сучасної екологічної інженерії. Такий підхід дозволяє ефективно видаляти іони важких металів за рахунок іонного обміну та сорбції на поверхні мінералів, а також покращувати редокс-характеристики очищеної води. Подальша фільтрація забезпечує видалення гідратів важких металів і диспергованих частинок сорбційного матеріалу, що гарантує отримання води питної якості.

Отже, комбінація процесів сорбції на природних алюмосилікатах і фільтрації є ефективним, екологічно безпечним та економічно доцільним рішенням для очищення підземних вод, які використовуються для питних потреб.

#### 2.1.4. Застосування магнітних сорбентів для очистки стічних вод

Останніми роками зросла увага науковців до використання магнітних сорбентів для вилучення забруднювачів із промислових стічних вод та очистки питної води. Такі матеріали поєднують високу ефективність сорбції з можливістю швидкого розділення з водного середовища за допомогою зовнішнього магнітного поля. Найбільш поширеними сорбентами цього типу є магнетит ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ), маггеміт ( $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$ ) та гематит ( $\alpha\text{-Fe}_2\text{O}_3$ ) [45–47]. Хоча ці оксиди заліза трапляються у природі, їх лабораторний синтез дозволяє отримати частинки з контрольованими розмірами, формою та чистотою. Основними методами синтезу є співосадження, гідротермальний, сольвотермальний, термічний розклад, мікроемульсійний, електрохімічний та мікрохвильовий [48-50]. Серед них найбільш розповсюдженим є метод співосадження, який вирізняється простотою та можливістю отримання наночастинок за низьких температур.

До ефективних магнітних сорбентів відносяться не лише оксиди металів, але й композитні матеріали на їх основі: кремнеземні, вуглецеві, графенові, полімерні, біополімерні та біоорганічні сорбенти [51 - 56]. Поєднання магнітної фази з органічною або неорганічною матрицею дає змогу підвищити механічну стабільність, збільшити площу поверхні та надати матеріалам специфічних функціональних груп для зв'язування іонів металів. Магнітні композити можуть бути отримані як фізичними методами — перемішуванням, вібрацією, подрібненням чи ультразвуковою обробкою, — так і хімічними методами синтезу, що забезпечують більш рівномірний розподіл частинок у матриці.

За прогнозами аналітиків, глобальний ринок нанокompозитів на основі оксидів металів до 2030 року сягне близько 7,5 млрд доларів США [57], що свідчить про активне зростання інтересу до цих матеріалів. Водночас в Україні виробництво таких нанокompозитів наразі відсутнє: виготовляються лише окремі металоксидні пігменти, тоді як масштабне промислове виробництво наноструктурованих матеріалів поки не розвинене.

Магнетит, гематит і маггеміт є одними з найперспективніших матеріалів серед оксидів заліза завдяки їхнім унікальним магнітним, каталітичним і

сорбційним властивостям [58]. Видалення забруднювачів наночастинками  $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$  відбувається переважно за механізмом електростатичної взаємодії між зарядженою поверхнею сорбенту та іонами у розчині. Атоми кисню на поверхні  $\text{Fe}_3\text{O}_4$  і  $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$  поляризуються залежно від значення рН. Якщо рН нижчий за точку нульового заряду, поверхня оксидів набуває позитивного заряду, що сприяє адсорбції негативно заряджених іонів [59].

Гематит ( $\alpha\text{-Fe}_2\text{O}_3$ ) є термодинамічно найстабільнішою формою оксидів заліза, і його наноструктури можуть набувати різних морфологій — від нанопластин до нанотрубок, що дозволяє адаптувати їх властивості до конкретних умов сорбції. Водночас магнетит ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ) є більш реакційно активним, але схильним до окиснення до  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  або розчинення в кислому середовищі. Тому під час його синтезу необхідно забезпечувати анаеробні умови, щоб уникнути небажаних процесів окиснення. Таким чином, контроль умов синтезу має вирішальне значення для формування стабільних та ефективних магнітних наночастинок.

Незважаючи на значний потенціал, чисті форми гематиту, магнетиту та маггеміту мають певні обмеження у використанні. З цієї причини більшість дослідників розробляють модифіковані наночастинки на основі оксидів заліза, поверхня яких функціоналізується органічними або неорганічними агентами для підвищення сорбційної здатності. Ефективність сорбції важких металів залежить від низки факторів, зокрема рН розчину, температури, часу контакту, дози адсорбенту та початкової концентрації іонів [60].

Значення рН є одним із найважливіших параметрів не лише на етапі сорбції, а й під час синтезу наночастинок. Воно впливає на заряд поверхні сорбенту й здатність іонів металів конкурувати за активні центри. За підвищення рН утворюються розчинні гідроксильовані комплекси, що знижують ефективність сорбції. Оптимальні умови видалення більшості важких металів спостерігаються у діапазоні рН 5–7, тоді як процес відбувається помітно слабше при рН < 3 і рН > 9.

Доза сорбенту прямо визначає кількість доступних активних центрів і площу контакту між фазами. Зі збільшенням дози кількість зв'язувальних місць зростає, однак після досягнення рівноважного стану ефективність сорбції стабілізується,

навіть при надлишку матеріалу [61]. Аналогічно, час контакту впливає на кінетику процесу: на початковому етапі швидкість видалення забруднювачів є високою, але поступово знижується зі зменшенням кількості вільних активних центрів, доки не встановиться рівновага. Для різних систем цей час варіює від 30 хвилин до 12 годин [62].

Менш вивченим, але важливим є вплив співіснуючих іонів у розчині, зокрема катіонів і аніонів, які можуть конкурувати за активні центри. Однак у більшості випадків ці іони не справляють істотного впливу на ефективність сорбції, оскільки поверхня магнітних сорбентів має різноманітну структуру з великою кількістю активних майданчиків.

Суттєве значення має також іонний радіус металу, що визначає рухливість і здатність до сорбції: іони з меншим радіусом мають вищу дифузійну рухливість, але нижчу схильність до фіксації на поверхні [63]. Температурні умови процесу зазвичай становлять  $15 \div 45$  °C, іноді досягаючи 70 °C у лабораторних експериментах.

Порівняльний аналіз численних досліджень свідчить, що результативність магнітних сорбентів визначається не лише їх складом, а й комплексом технологічних параметрів процесу. Попри різноманітність методів синтезу та умов експериментів, головною метою залишається підвищення сорбційної здатності та забезпечення ефективного видалення іонів важких металів, зокрема іонів цинку, із промислових стічних вод.

Слід зазначити, що не існує універсального сорбенту, здатного на 100 % ефективно вилучати всі види важких металів із промислових стічних вод. Це підтверджується численними експериментальними даними, згідно з якими сорбційна ємність магнітних наночастинок істотно залежить від природи забруднювача, навіть за однакових умов експерименту. Аналіз результатів [64] свідчить, що найбільшу увагу дослідники приділяють модифікаціям магнітних частинок, зокрема покриттям їх оболонками діоксиду кремнію ( $\text{SiO}_2$ ), функціоналізацією аміногрупами або графеновим оксидом, які підвищують стабільність і хімічну активність поверхні. При цьому встановлено, що

ефективність вилучення іонів металів значною мірою залежить від джерела води, її іонного складу, а також типу сорбента — навіть за ідентичних умов.

З огляду на наведене, можна зробити висновок, що для кожного параметра процесу існує критична точка, при якій ефективність сорбції досягає максимуму. Це створює складнощі при масштабуванні лабораторних результатів до промислового рівня, оскільки оптимальні умови для одного середовища можуть бути непридатними для іншого. Час досягнення рівноваги показує, що реалізація процесу у резервуарних системах є технологічно реальнішою, ніж у випадку безперервного потоку в трубопроводах, де час контакту обмежений.

Оптимальний діапазон рН  $5 \div 7$  є найбільш сприятливим для сорбції більшості іонів важких металів незалежно від типу забруднювача. Більшість експериментів виконано за кімнатної температури, за якої досягається висока сорбційна ємність та стабільність магнітних наночастинок. Важливим технологічним аспектом є також можливість регенерації сорбентів, тобто їх повторного використання після десорбції. Саме цей показник визначає практичну доцільність і економічну ефективність застосування наноматеріалів у промислових умовах.

Таким чином, підбір складу та методу синтезу магнітного сорбенту повинен бути цілеспрямованим — орієнтованим на видалення певного типу забруднювача, враховуючи хімічні властивості водного середовища й специфіку експлуатаційних параметрів системи сорбції.

### **2.1.5. Утилізація відпрацьованих сорбентів**

У сучасних умовах розроблення комплексних систем очистки води передбачає не лише ефективне вилучення забруднювальних речовин, а й раціональну утилізацію відходів водоочищення, зокрема відпрацьованих сорбентів. Це є невід'ємною складовою екологічно орієнтованих технологій, що відповідають принципам циркулярної економіки. Останніми роками активно досліджуються можливості повторного використання залізовмісних сорбентів у різних галузях промисловості — військовій, хімічній і радіотехнічній [65].

Одним із перспективних напрямів утилізації залізовмісних відходів у оборонній промисловості є створення екранувальних і радіопоглинаючих покриттів [66]. Для сучасних літаків, ракет, винищувачів-«невидимок» та інших малопомітних об'єктів ключовим завданням є зменшення ефективної площі розсіювання електромагнітних хвиль, що забезпечує зниження їх помітності для радарних систем. Як свідчать дослідження, найвищою радіопоглинаючою здатністю характеризуються магнітні матеріали на основі кисневмісних сполук заліза, зокрема магнетит ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ), цинк-залізні ферити ( $\text{Fe}_{1-x}\text{Zn}_x\text{Fe}_2\text{O}_4$ ), нікель-цинкові ферити ( $\text{Ni}_{0.32}\text{Zn}_{0.68}\text{Fe}_2\text{O}_4$ ) та цинк-марганцеві ферити ( $\text{Zn}_{1-x}\text{Mn}_x\text{Fe}_2\text{O}_4$ ) [67]. Зростаюча інтенсивність електромагнітного випромінювання, пов'язана з розвитком технологій супутникового зв'язку, систем 5G, зумовлює потребу у захисті населення від потенційно шкідливого впливу надвисокочастотних полів. Низка досліджень свідчить про можливий негативний вплив електромагнітного випромінювання на організм людини, зокрема на нервову, ендокринну системи.

У цьому контексті набувають поширення дослідження з розроблення екранувальних будівельних матеріалів — штукатурок, шпаклівок, ґрунтовок і фарб, призначених для зменшення проникнення надвисокочастотного випромінювання у житлові та адміністративні приміщення. Для надання цим матеріалам радіопоглинаючих властивостей запропоновано вводити вуглецевмісні волокна та порошки на основі оксидів заліза [68]. Такі матеріали повинні відповідати суворим вимогам до компонентного складу, однорідності та стабільності фізико-хімічних характеристик.

Крім зазначених напрямів, залізовмісні відходи знаходять застосування і в інших сферах. Відомі дослідження щодо їх використання у виробництві скляних, керамічних, гумово-текстильних матеріалів, а також як сировини для отримання хімікатів і каталізаторів [69]. Проте більшість таких технологій є енерговитратними й реалізуються переважно в обмежених масштабах.

Одним із найбільш технологічно та економічно доцільних напрямів є використання залізовмісних відходів у виробництві лужних цементів та бетонів [70]. Ці матеріали вирізняються високою механічною міцністю, хімічною

стійкістю та здатністю фіксувати іони важких і радіоактивних металів не лише фізично, але й хімічно — через утворення стабільних сполук у структурі цементного каменю. Такий підхід дозволяє не лише мінімізувати екологічну небезпеку відходів, а й створює замкнений цикл утилізації, що поєднує функцію знешкодження з одержанням будівельних матеріалів із поліпшеними експлуатаційними властивостями.

Отже, утилізація відпрацьованих залізовмісних сорбентів є перспективним напрямом у системі екологічного менеджменту водоочисних технологій. Її реалізація сприяє зменшенню техногенного навантаження на довкілля, розширенню використання ресурсів і переходу до принципів сталого розвитку.

## **2.2 Адаптація методик експериментальних досліджень**

### **2.2.1 Методика феритизаційної переробки відпрацьованих технологічних розчинів**

Для отримання магнітних сорбційних матеріалів в експериментах використовували відпрацьований сірчаноокислий розчин травлення сталевих виробів та кислі електроліти цинкування, міднення та нікелювання одного з підприємств в Київській області.

Вивчення літературно-патентних джерел дозволили установити наступні головні технологічні параметри, які суттєво впливають на перебіг процесу феритизації: величина рН; сумарна концентрація іонів заліза в розчині, г/дм<sup>3</sup>; температура процесу, °С; тривалість процесу переробки  $\tau$ , хв [71 - 74]. В результаті аналізу досліджень, щодо структуроутворення кристалічних фаз в процесі феритизації, нами визначені раціональні технологічні значення, які найкраще впливають на кількісний і якісний склад новоутворень феритних фаз, а саме: сумарна концентрація іонів важких металів 10 г/дм<sup>3</sup>; співвідношення іонів Fe<sup>2+</sup> до Me = Ni<sup>2+</sup>, Zn<sup>2+</sup>, Cu<sup>2+</sup> становили  $Z = 1,5/1$  та  $3/1$ , величина рН = 11 та тривалість процесу - 35 хв [127, 128]. Вперше в процесі феритизації як окисник реакційної суміші було застосовано 35%-й розчин пероксиду водню, що дозволило замінити традиційний окисник — кисень повітря. Для забезпечення

умов планування експерименту відпрацьовані технологічні розчини розбавляли водою до досягнення сумарної концентрації іонів важких металів 10 г/дм<sup>3</sup>.

Підготовлені розбавлені розчини дозували в циліндричну реакційну ємність, де здійснювалося перемішування компонентів. За постійного механічного перемішування на магнітній мішалці до розчину додавали 25%-й розчин NaOH до досягнення рН = 11, яке контролювали за допомогою рН-електрода, під'єданого до рН-метра марки Adwa серії AD 1040.

Отриману суспензію об'ємом 1 дм<sup>3</sup> дозували в циліндричну ємність, розташовану в корпусі колбонагрівача з регулятором температури. Схему лабораторної установки, призначеної для проведення процесу феритизації наведено на рисунку 2.1.

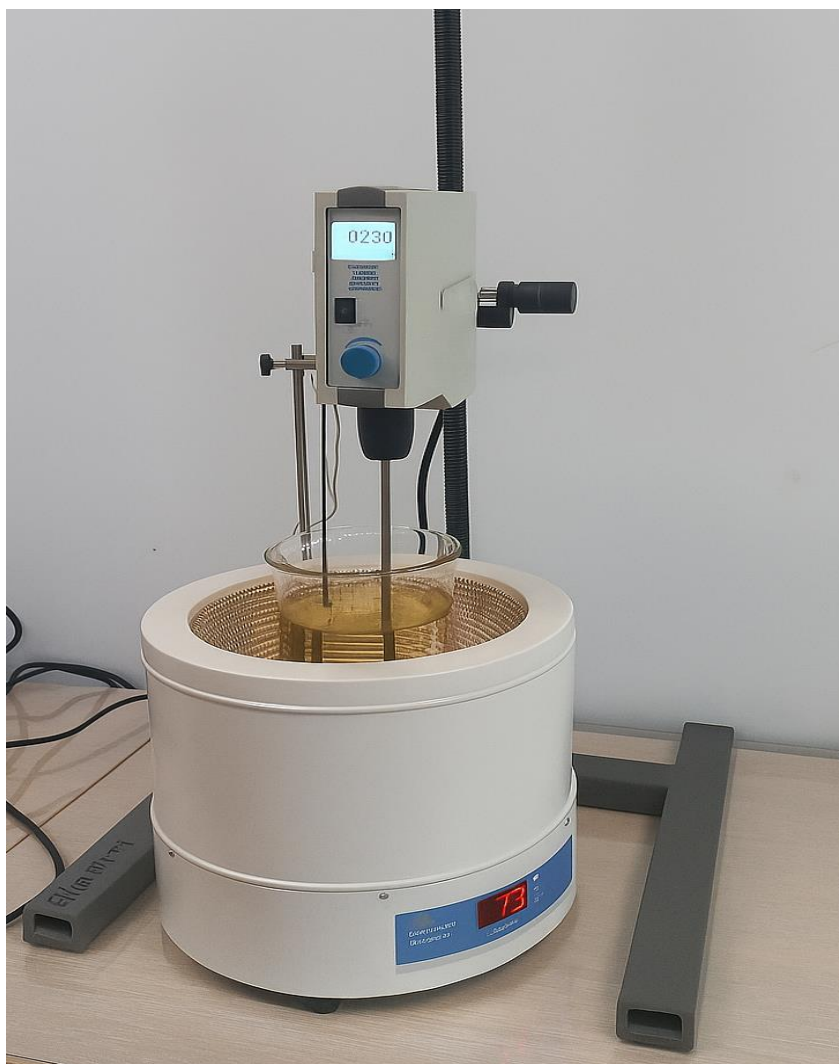


Рисунок 2.1 - Лабораторна установка отримання магнітних сорбентів з активацією процесу феритизації при температурі 75 °С

Після перекачування суспензії в реакційну ємність здійснювали нагрів водопровідної води до температури 75 °С. Контроль температури проводили за допомогою терморегулятора. Досягнувши необхідного температурного режиму, до реакційної суміші лабораторним дозатором вводили розраховану кількість пероксиду водню. Процес феритизації здійснювався шляхом механічного перемішуванням реакційної суміші за допомогою верхньопривідної мішалкою VELP Scientifica DLS F201A0155 (Італія) при числі обертів 230 об/хв.

### **2.2.2 Структурні дослідження магнітних сорбційних матеріалів, які отримані з осадів феритизації**

Визначення фазового складу зразків осадів, отриманих у процесі феритизації, здійснювали методом рентгенофазового аналізу, який забезпечує ідентифікацію окремих кристалічних фаз у складі твердих продуктів. Дослідження проводили методом порошкової рентгенівської дифракції в покроковому режимі з використанням Cu–K $\alpha$  випромінювання на дифрактометрі «Ultima IV» (Rigaku, Японія). Зйомку здійснювали в інтервалі кутів  $2\theta = 6 \div 70^\circ$  із кроком сканування  $0,05^\circ$  та часом експозиції в кожній точці 2 с.

Розшифрування дифрактограм проводили з використанням міжнародної бази порошкових дифракційних даних ICDD PDF2+ (2003) (The International Centre for Diffraction Data) та програмного забезпечення Match! V.1.9a (Crystal Impact).

### **2.2.3. Методики сорбційних досліджень**

Для випробування сорбційної здатності отриманих осадів феритизації використовувався модельний розчин, який відповідав хімічному складу стічних вод після другої промивної ванни лінії травлення з вихідною концентрація іонів Fe<sup>2+</sup> до 120 мг/дм<sup>3</sup>. Експериментальні дослідження вилучення іонів заліза проводилися в статичних умовах при температурі 10 °С та постійному встряхуванні на шутель-машині (240 об/хв) протягом 24 годин (рис. 2.2). Розчини різних концентрацій іонів Fe<sup>2+</sup> готували із сульфату заліза 7-ми водного. Для приготування розчинів було взято дистильовану воду значення рН якої становило

5,85. Розмір зерен магнітних сорбентів:  $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ,  $\text{ZnFe}_2\text{O}_4$ ,  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$ ,  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$  та бентонітової глини не перевищував 0,6 мм. Для досліджень сорбційних властивостей зернисті матеріали були взяті дозою 1,2 г/дм<sup>3</sup>.



Рисунок 2.2 - Лабораторний прилад для дослідження процесу сорбційної очистки стічних вод від іонів заліза

Після контакту обраних сорбційних матеріалів із іонами  $\text{Fe}^{2+}$  у воді утворювалися деякі колоїдні часточки неорганічного походження, зокрема в бентонітової глини. Вони заважали точному визначенню залишкової концентрації важких металів та визначенню сорбційної ємності досліджуваних матеріалів. Для осадження таких колоїдних часточок, необхідний об'єм розчину відбирали у спеціальні пробірки та поміщали до центрифуги. Вода перебувала у ній протягом 2 хвилин при 15000 об./хв. Визначення загальної концентрації іонів заліза у воді, після їх контакту із досліджуваними сорбційними матеріалами, здійснювали на спектрофотометрі.

#### **2.2.4. Визначення вмісту іонів заліза у водних розчинах**

Після закінчення процесу сорбції освітлені розчини спрямовувалися на аналіз вмісту залишкових концентрацій іонів заліза. Вимірювання здійснювалось на спектрофотометрі фірми «Nash» марки DR3900 (США).

Методика проведення визначення вмісту іонів заліза в очищеному розчині спектрофотометром DR 3900 полягає в наступному. Послідовність виконання вимірювання:

- вибрати програму № 265 залізо загальне;
- наповнити кювету до відмітки 10 мл;
- додати в кювету зі зразком вміст одного пакетика FerroVer;
- перемішати кювету круговими обертами до часткового або повного розчинення порошку. Неповне розчинення порошку не впливає на результати вимірювань;
- запустити таймер на 3 хвилини;
- заповнити другу кювету тим самим зразком до відмітки 10 мл (нульовий зразок);
- протерти кювету з нульовим зразком;
- після закінчення таймеру помістити кювету з нульовим зразком в кюветотримач. Натиснути «Нуль». На екрані відобразиться значення 0,00 мг/дм<sup>3</sup>;
- протерти кювету з порошком, помістити в кюветотримач та натиснути «Вимірювання». Відобразиться загальний вміст заліза в зразку. Важливо: цією методикою можна вимірювати вміст заліза від 0,02 до 3 мг/дм<sup>3</sup>.

#### **2.2.5. Ізотерми адсорбції важких металів досліджуваними сорбційними матеріалами**

Для проведення експериментальних досліджень сорбційних матеріалів, спрямованих на опис їхніх сорбційних властивостей, було застосовано декілька аналітичних моделей. Для цього використовували класичні моделі сорбції Ленгмюра, Френдліха та Редліха–Петерсона. Застосування цих ізотерм дає змогу визначити максимальну сорбційну ємність матеріалів, щодо іонів заліза, а також

встановити механізм сорбції на основі аналізу побудованих експериментальних ізотерм.

Як модельні іони важких металів у дослідженнях було обрано  $\text{Fe}^{2+}$ , тоді як сорбентами матеріалами виступали:  $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ,  $\text{ZnFe}_2\text{O}_4$ ,  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$ ,  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$ , бентонітова глина.

Сорбційну ємність природних матеріалів визначали за формулою [75]:

$$q_e = \frac{(C_0 - C_e)V}{m}, \quad (2.1)$$

де  $q_e$  — рівноважна сорбційна ємність, мг/г;  $C_0$ ,  $C_e$  — концентрації іонів адсорбату до та після сорбції, мг/дм<sup>3</sup>;  $V$  — об'єм водного розчину, дм<sup>3</sup>;  $m$  — маса сорбенту, г.

Для визначення механізму сорбції було використано наступні класичні рівняння: Ленгмюра, Френдліха та Редліха-Петерсона.

Рівняння ізотерми Ленгмюра має наступний вигляд:

$$q_e = \frac{q_{max}K_L C_e}{1 + K_L C_e}, \quad (2.2)$$

де  $q_{max}$  і  $K_L$  — константи рівняння Ленгмюра.

Рівняння ізотерми моделі Френдліха має наступний вигляд:

$$q_e = K_F C_e^{\frac{1}{n}}, \quad (2.3)$$

де  $K_F$  — константа рівноваги рівняння Френдліха,  $1/n$  — показник нерівномірності поверхні сорбенту.

Рівняння ізотерми моделі Редліха-Петерсона має наступний вигляд:

$$q_e = \frac{A C_e}{1 + B C_e^g}, \quad (2.4)$$

де  $A$  і  $B$  — константи рівняння,  $g$  — параметри рівняння Редліха-Петерсона.

Оскільки при лінеаризації ізотерм можуть виникати похибки, параметри моделей визначали нелінійним методом апроксимації. Для порівняння трьох ізотерм і встановлення числових значень їхніх констант застосовували процедуру мінімізації суми квадратів відхилень експериментальних і розрахункових даних за допомогою моделі машинного навчання. Машинне навчання є основною підгалуззю штучного інтелекту, яка займається проектуванням і розробкою алгоритмів для ідентифікації складних моделей з експериментальних даних. Моделі, засновані на машинному навчанні, можуть вирішувати завдання прогнозування або генерувати знання на основі отриманих даних [76].

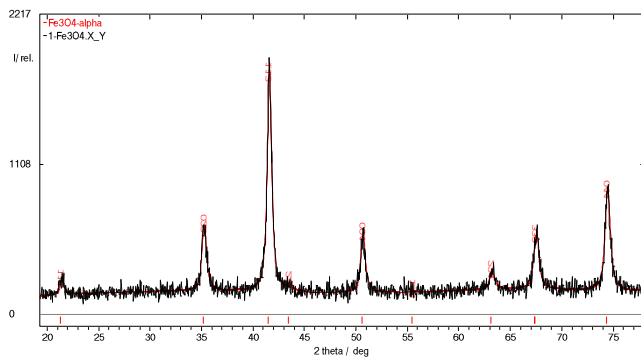
## 2.3 Результати експериментальних досліджень

### 2.3.1 Результати структурних досліджень феритизаційних осадів

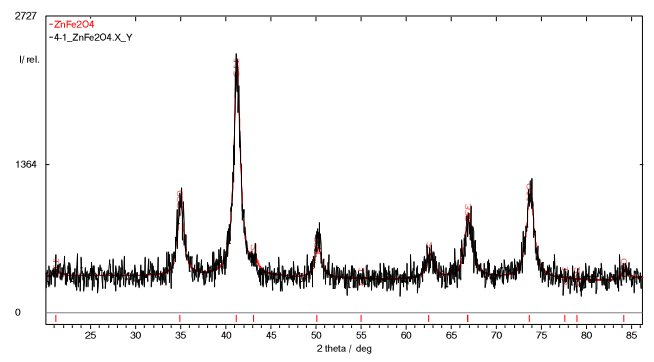
Досліджено фазовий склад зразків залізовмісних феритизаційних осадів, які отримані при переробці відпрацьованих розчинів гальванічних виробництв, які містять іони важких металів. З наявних відомостей про механізм процесу феритизації, слід очікувати досить складний якісний і кількісний фазовий склад отриманих осадів, оскільки в них можуть бути присутні різні модифікації оксидів і оксигідратів заліза, нікелю, цинку та міді. В процесі феритизації формується дисперсна суспензія, яка в подальшому кристалізується з утворенням, головним чином, щільних залізовмісних структур в осаді.

Дослідження якісного фазового складу осадів феритизації підтверджує їх кристалічну структуру (рис. 2.3). У вихідному зразку осаду (рис. 2.3а) ідентифіковано інтенсивний дифракційний пік при куті  $2\theta = 41,2^\circ$ , який відповідає рефлексу з індексами (311) фази  $\text{Fe}_3\text{O}_4$ . Даний рефлекс характеризується високою інтенсивністю та малою шириною, що свідчить про значну ступінь кристалічності з параметром кристалічної ґратки  $8,36 \text{ \AA}$ . Виявлена фаза магнетиту відома своєю винятковою хімічною стабільністю: на відміну від оксигідроксидів та гідроксидів заліза, вона не розчиняється ані у воді при звичайній температурі, ані в розбавлених розчинах сильних мінеральних кислот або лугів. Така інертність визначається особливою будовою шпінельної кристалічної решітки магнетиту.

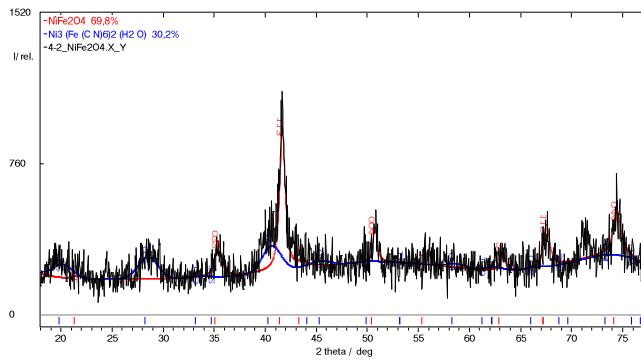
Слід зазначити, що зразки, отримані за співвідношенням  $Z = 1,5/1$  (рис. 2.3б, в, г), демонструють відносно низький ступінь кристалічності порівняно зі зразками, отриманими при  $Z = 3/1$  (рис. 2.3д, е, є). У останніх спостерігається підвищена інтенсивність дифракційних рефлексів та менша їх ширина, що свідчить про формування більш впорядкованої кристалічної структури.



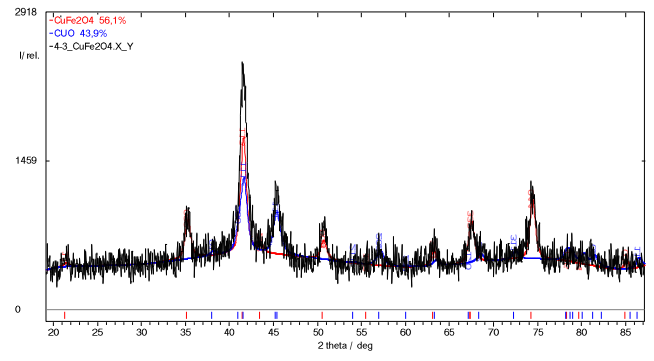
*a*



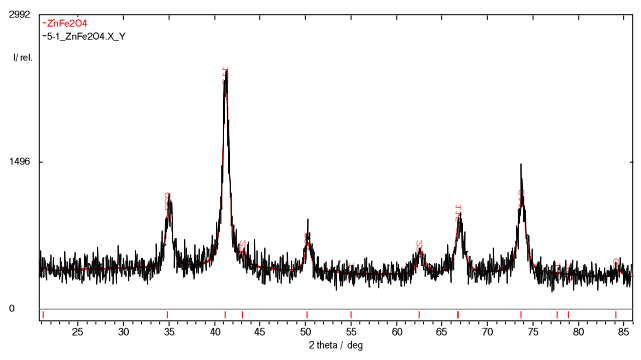
*б*



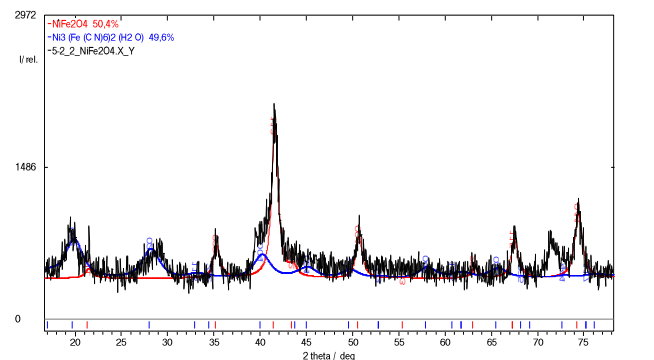
*в*



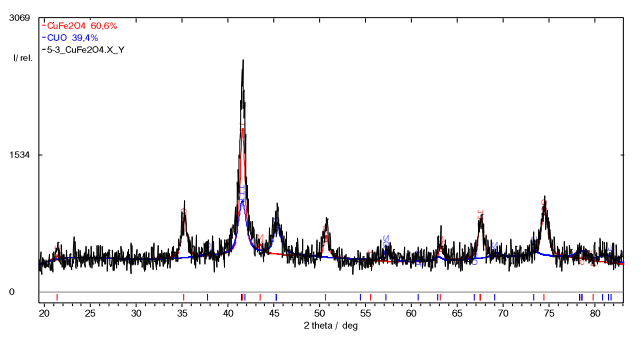
*г*



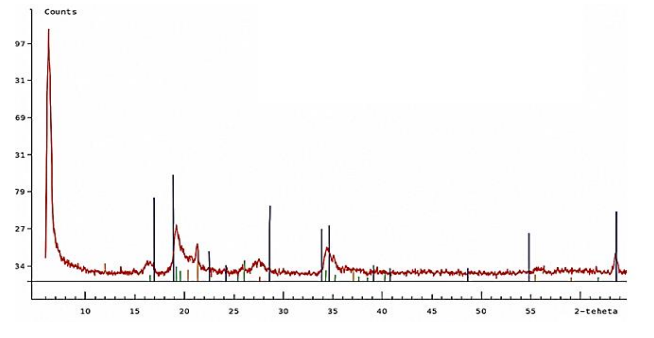
*д*



*е*



*є*



*ж*

Рисунок 2.3 - Дифрактограми зразків сорбційних матеріалів: *a* -  $\text{Fe}_3\text{O}_4$ ; *б* -  $\text{ZnFe}_2\text{O}_4$  ( $Z = 1,5/1$ ); *в* -  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$  ( $Z = 1,5/1$ ); *г* -  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$  ( $Z = 1,5/1$ ); *д* -  $\text{ZnFe}_2\text{O}_4$  ( $Z = 3/1$ ); *е* -  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$  ( $Z = 3/1$ ); *є* -  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$  ( $Z = 3/1$ ); *ж* – бентонітова глина

У всіх зразках осадів (рис. 2.3б ÷ є) виявлено характерні рефлекси при куті  $2\theta = 41,2^\circ$ , які відповідають хімічно стабільним феромагнітним фазам феритів цинку, нікелю та міді. Це підтверджує, що процес феритизації забезпечує утворення змішаних феритів із високою структурною впорядкованістю, що є передумовою формування ефективних магнітних сорбентів.

На дифрактограмах (рис. 2.3г, є) ідентифіковано фазу  $\text{CuO}$ , яка має характерні рефлекси при куті  $2\theta \approx 45,7^\circ, 53,6^\circ$  та  $58,3^\circ$ . Оксид міді стабільний у широкому діапазоні рН, має високу хімічну стійкість. Наявність  $\text{CuO}$  у феритних композиціях свідчить про окиснення іонів міді та є типовою при синтезі змішаних феритів типу  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$ . У процесах феритизації гальванічних відходів фаза  $\text{CuO}$  часто є проміжною або супутньою, тоді як за певних умов може відбуватися її включення в шпінельну структуру з утворенням фериту міді  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$ . Наявність цих піків на дифрактограмі вказує на формування стабільної феромагнітної фази.

Наявність у феритизаційних осадах (рис. 2.3в, е) фази  $\text{NiFe}(\text{OH})\text{O}$  свідчить про незавершеність процесу кристалізації феритів та є типовою для умов утворення при відносно низьких температурах і недостатній тривалості окисно-лужної стабілізації. Водночас така фаза має розвинену поверхню й може забезпечувати додатковий внесок у сорбційні властивості матеріалу за рахунок гідроксидних груп, здатних до іонообміну з іонами важких металів.

Дифрактометричний аналіз зразка бентонітової глини (рис. 2.3ж) засвідчує характерний для алюмосилікатів глинистої групи фазовий склад із домінуванням монтморилоніту. На дифрактограмі (рис. 2.3ж) чітко проявляється дифракційний рефлекс монтморилонітової фази з міжплощинною відстанню  $14,5 \div 15,2 \text{ \AA}$ , що відповідає дифракційному максимуму в області малих кутів  $2\theta = 5,8 \div 6,2^\circ$ . Наявність цього піка підтверджує значну кількість силікатів, характерних для бентонітів із високою сорбційною здатністю.

В області  $2\theta = 19 \div 22^\circ$  спостерігається широке дифракційний пік, пов'язаний з присутністю аморфної кремнеземистої складової ( $\text{SiO}_2$ ). Дифракційні максимуми при  $2\theta = 26,5^\circ$  та  $20,8^\circ$  відповідають домішкам кварцу та опалу-К, що є природними компонентами осадових алюмосилікатних порід.

Також на дифрактограмі фіксуються слабоінтенсивні, але помітні рефлекси каолінітової фази  $2\theta = 12,3^\circ$  та  $24,8^\circ$ . У деяких зразках може спостерігатися пік при  $2\theta = 29,4^\circ$ , що відповідає кальциту, або максимум при  $2\theta = 32 \div 33^\circ$ , пов'язаний із доломітом, що характерно для бентонітів.

Узагальнюючи результати рентгенофазового аналізу, бентонітова глина характеризується типово монтморилонітовим фазовим складом з домішками кварцу, каолініту та аморфного кремнезему, що підтверджує її високий обмінний потенціал та перспективність для застосування як природного сорбенту у процесах очищення стічних вод від іонів важких металів.

Результати кількісного рентгенофазового аналізу (табл. 2.1) свідчать про суттєві відмінності у фазовому складі осади феритизації залежно від вихідного хімічного складу. У зразку *a* встановлено наявність єдиної кристалічної фази магнетиту  $\text{Fe}_3\text{O}_4$ , вміст якої становить 100 %. Такий результат підтверджує повне перетворення вихідних сполук заліза в стабільну шпінельну структуру.

Зразки *b* та *d* характеризуються однофазовим складом, повністю представленим цинковим феритом  $\text{ZnFe}_2\text{O}_4$ . Це свідчить про стабільність феритної структури в умовах феритизації та високий ступінь кристалічної впорядкованості утвореного матеріалу.

У зразках *v* та *e* виявлено змішані феритні структури на основі нікелю. Для зразка *v* встановлено наявність 50,4 % фази  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$  та 49,6 % проміжної гідроксо-оксидної фази  $\text{NiFe}(\text{OH})\text{O}$ . У зразку *e* співвідношення  $Z = 3/1$ : 69,7 % -  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$  і 30,3 % -  $\text{NiFe}(\text{OH})\text{O}$ . Значний вміст гідроксо-оксидної фази у цих зразках свідчить про неповність перетворення нікелевих сполук у стабільний ферит.

Зразки *z* та *e* представлені феритами міді. У зразку *z* вміст  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$  становить 56,1 %, тоді як 43,9 % припадає на оксид міді  $\text{CuO}$ , що є супутньою фазою та може виступати проміжним продуктом феритизації. У зразку *e* частка  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$  дещо більша — 60,6 %, а  $\text{CuO}$  — 39,4 %. Це свідчить про можливість неповного включення іонів  $\text{Cu}^{2+}$  у шпінельну структуру та про залежність фазового складу від концентраційного чинника та режиму феритизації.

Таблиця 2.1 - Кількісний фазовий склад сорбційних матеріалів

Зразок осадку	Вміст фази, %										
	Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	ZnFe <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	NiFe <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	NiFe(OH)O	CuFe <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	CuO	(Na,Ca) <sub>0.33</sub> (Al,Mg) <sub>2</sub> Si <sub>4</sub> O <sub>10</sub> (OH) <sub>2</sub> ·nH <sub>2</sub> O	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	KAlSi <sub>3</sub> O <sub>8</sub>	CaCO <sub>3</sub>	SiO <sub>2</sub>
<i>a</i>	100	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<i>б</i>	-	100	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<i>в</i>	-	-	50,4	49,6	-	-	-	-	-	-	-
<i>г</i>	-	-	-	-	56,1	43,9	-	-	-	-	-
<i>д</i>	-	100	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<i>e</i>	-	-	69,7	30,3	-	-	-	-	-	-	-
<i>є</i>	-	-	-	-	60,6	39,4	-	-	-	-	-
<i>ж</i>	-	-	-	-	-	-	65	2	11	8	14

Особливий інтерес становить зразок *ж*, у якому встановлено багатофазовий склад природного походження. Основну фазу становить монтморилоніт (65 %). Серед додаткових фаз ідентифіковано гематит  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  (2 %), польовий шпат  $\text{KAlSi}_3\text{O}_8$  (11 %), кальцит  $\text{CaCO}_3$  (8 %) та кремнезем  $\text{SiO}_2$  (14 %). Такий мінералогічний склад характерний для бентонітової глини та підтверджує її природне походження і багатокomпонентну структуру.

У роботі проведено візуальний аналіз зміни кольору висушених осадів феритизації (рис. 2.4).

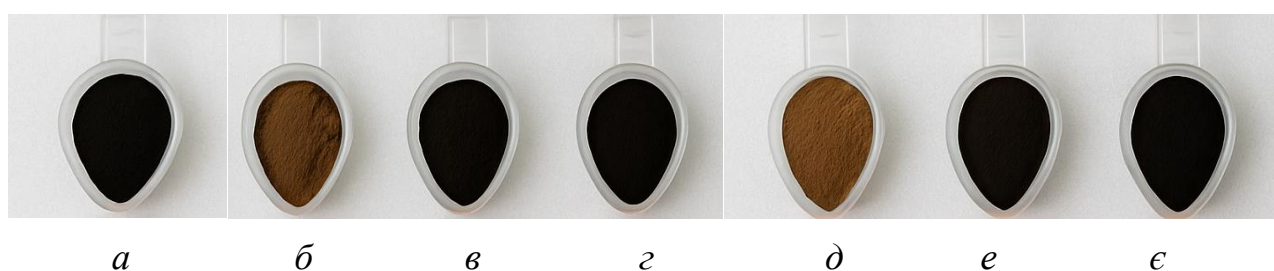


Рисунок 2.4 - Зразки осадів феритизації

Особливо виражені відмінності спостерігаються у зразках, що містять іони цинку (зразки *б*, *д*), де колір переходить від світло-коричневого до темного залежно від співвідношення *Z*. Темний, майже чорний колір, характерний для зразків *а*, *в*, *г*, *е*, *є*, вказує на домінування кристалічних оксидних фаз, зокрема магнетиту  $\text{Fe}_3\text{O}_4$  та змішаних феритів  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$  та  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$ . Висока інтенсивність чорного кольору корелює з результатами рентгенофазового аналізу, які свідчать про утворення стабільних феромагнітних структур шпінельного типу.

### 2.3.2 Моделювання даних експериментальної ізотерми адсорбції

Працездатність сорбенту можна вивчати за даними ізотерми адсорбції, які отримані за допомогою серії експериментальних випробувань. Моделювання даних ізотерми сорбції є важливим способом прогнозування та порівняння характеристик адсорбції, що має вирішальне значення для оптимізації шляхів адсорбційного механізму, вираження ємностей сорбентів та ефективного

проектування адсорбційних систем. При моделюванні адсорбційних даних використовуються кілька двопараметричних моделей ізотерми, таких як Ленгмюр, Фрейндліх та Дубінін-Радускевич. У загальному випадку модельована ізотерма адсорбції є нелінійною кривою, що описує явище адсорбції при постійній температурі та рН; і математична кореляція, яка відображена в моделювальному аналізі, має важливе значення для оперативного проектування і застосовної практики адсорбційних систем.

У цьому дослідженні для моделювання було використано 8 наборів даних ізотерм адсорбції. Як видно з таблиці 2.2, ці дані адсорбції були експериментально отримані шляхом серії періодичних випробувань з 7 синтезованих магнітних сорбентів та зразком природного сорбенту – бентонітова глина, для адсорбції заліза у розчинах з різними початковими концентраціями ( $C_0 = 2 \div 120$  мг/дм<sup>3</sup>). Що стосується рівноважних експериментів, то 120 мг сорбенту було додано в 100 мл модельного розчину в скляну колбу з різними початковими концентраціями.

Порівняльний аналіз сорбційних властивостей синтезованих феритних матеріалів та природного мінерального сорбенту (бентонітової глини) показав істотні відмінності у їх здатності вилучати іони заліза зі стічних вод. У всіх досліджених системах спостерігається характерне підвищення величини рівноважної сорбційної ємності зі збільшенням вихідної концентрації іонів у розчині, що узгоджується з класичними закономірностями ізотермічних процесів сорбції. Проте рівень цього зростання та абсолютні значення  $q_e$  суттєво різняться залежно від хімічної природи та стехіометрії сорбентів.

Магнетит, який використовувався як базовий матеріал для порівняння, демонструє помірні значення сорбційної ємності у всьому діапазоні концентрацій. При вихідних концентраціях ( $2 \div 10$  мг/дм<sup>3</sup>) показники  $q_e$  не перевищують  $8 \div 9$  мг/г, а при зростанні концентрації до 120 мг/дм<sup>3</sup> максимальна сорбційна ємність становить близько 45 мг/г. Це свідчить про обмежений ресурс активних центрів у структурі магнетиту порівняно зі змішаними феритами.

На противагу цьому, усі синтезовані змішані ферити ( $\text{ZnFe}_2\text{O}_4$ ,  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$  та  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$ ) виявили значно вищу адсорбційну активність. Для феритів зі співвідношенням  $Z = 1,5/1$  характерним є суттєве підвищення  $q_e$  із зростанням концентрації  $C_0$  до  $80 \div 120$  мг/дм<sup>3</sup>, коли сорбційна ємність перевищує  $60 \div 100$  мг/г залежно від типу металу, що входить до складу фериту. Найвищі показники були отримані для  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$ , для якого максимальні значення  $q_e$  сягають приблизно 100 мг/г. Це свідчить про наявність найбільшої кількості активних центрів та високої спорідненості поверхні такого фериту до заліза.

Додаткове збільшення співвідношення іонів  $\text{Fe}^{2+}$  до  $\text{Me} = \text{Ni}^{2+}, \text{Zn}^{2+}, \text{Cu}^{2+}$  ( $Z$ ) до  $3/1$  сприяло подальшому підвищенню сорбційної ємності, особливо для  $\text{ZnFe}_2\text{O}_4$  та  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$ . Така закономірність може пояснюватися збільшенням кількості структурних дефектів, розвитком пористості та утворенням додаткових поверхневих активних центрів, що беруть участь у процесах хемосорбції. Для  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$  у цьому діапазоні спостерігається досягнення близьких до граничних значень сорбції, що може свідчити про насичення поверхні або формування максимальної густини активних ділянок.

Для порівняння природний сорбент (бентонітова глина) у всіх експериментальних точках характеризується найнижчими значеннями рівноважної сорбційної ємності. Навіть при максимальній вихідній концентрації ( $120$  мг/дм<sup>3</sup>)  $q_e$  становить близько  $41$  мг/г, що є більш ніж удвічі нижчим за значення, отримані для змішаних феритів. Це підтверджує, що механізм сорбції на бентоніті переважно обмежується фізичною адсорбцією та іонообмінними процесами, тоді як у змішаних феритах переважають механізми хемосорбції та комплексоутворення.

Узагальнюючи отримані дані, можна стверджувати, що змішані ферити, особливо  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$  та  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$ , мають значно вищу сорбційну активність порівняно з магнетитом та бентонітовою глиною. Підвищення вмісту двовалентного металу в структурі феритів супроводжується зростанням сорбційної ємності, що вказує на суттєвий вплив стехіометрії та структурних особливостей на ефективність сорбційних процесів. Отримані результати

Таблиця 2.2 - Дані адсорбції сорбентами для видалення заліза з модельних стічних вод

$C_o$ , мг/дм <sup>3</sup>	Сорбційні матеріали															
	Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>		Z = 1,5/1						Z = 3/1						Бентонітова глина	
			ZnFe <sub>2</sub> O <sub>4</sub>		NiFe <sub>2</sub> O <sub>4</sub>		CuFe <sub>2</sub> O <sub>4</sub>		ZnFe <sub>2</sub> O <sub>4</sub>		NiFe <sub>2</sub> O <sub>4</sub>		CuFe <sub>2</sub> O <sub>4</sub>			
	$C_e$ , мг/дм <sup>3</sup>	$q_e$ , мг/г	$C_e$ , мг/дм <sup>3</sup>	$q_e$ , мг/г	$C_e$ , мг/дм <sup>3</sup>	$q_e$ , мг/г	$C_e$ , мг/дм <sup>3</sup>	$q_e$ , мг/г	$C_e$ , мг/дм <sup>3</sup>	$q_e$ , мг/г	$C_e$ , мг/дм <sup>3</sup>	$q_e$ , мг/г	$C_e$ , мг/дм <sup>3</sup>	$q_e$ , мг/г	$C_e$ , мг/дм <sup>3</sup>	$q_e$ , мг/г
2,0	0,40	1,33	0,67	1,11	0,11	1,58	0,08	1,60	0,06	1,62	0,11	1,58	0,19	1,51	0,59	1,18
5,0	0,22	3,98	0,56	3,70	0,11	4,08	0,16	4,03	0,18	4,02	0,05	4,13	0,50	3,75	0,76	3,53
10,0	0,14	8,22	0,39	8,01	0,10	8,25	0,18	8,18	0,35	8,04	0,18	8,18	0,22	8,15	1,89	6,76
20,0	3,69	13,59	0,26	16,45	0,03	16,64	0,28	16,43	0,60	16,17	0,01	16,66	0,16	16,53	2,31	14,74
40,0	24,89	12,59	1,83	31,81	0,08	33,27	0,08	33,27	0,40	33,00	0,01	33,33	0,43	32,98	12,78	22,68
80,0	49,25	25,63	31,37	40,53	2,48	64,60	0,47	66,28	12,92	55,90	2,58	64,52	0,37	66,36	44,98	29,18
120,0	65,67	45,28	48,00	60,00	18,50	84,58	0,20	99,83	36,00	70,00	19,80	83,50	0,25	99,79	70,00	41,67

$C_o$  – вихідна концентрація Fe<sup>2+</sup>, мг/дм<sup>3</sup>,

$C_e$  – залишкова концентрація Fe<sup>2+</sup>, мг/дм<sup>3</sup>,

$q_e$  – сорбційна ємність, мг/г

доводять доцільність застосування синтезованих змішаних феритів як високоефективних магнітних сорбентів для очищення стічних вод, зокрема у випадках підвищених концентрацій іонів заліза та інших важких металів.

Візуальний аналіз кривих (рис. 2.5 ÷ 2.7) свідчить, що форма ізотерм для зразків  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$ ,  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$  та  $\text{ZnFe}_2\text{O}_4$  відповідає ізотермам типу L за класифікацією Жилия, що характерно для систем із сильною спорідненістю сорбату до поверхні. Для природної глини крива має слабо виражену S-подібну форму, що вказує на більш низьку енергію міжфазних взаємодій.

Побудова експериментальних даних по моделі Ленгмюра (рис. 2.5) показала високий ступінь кореляції для більшості синтезованих феритів  $R^2 = 0,97 \div 0,99$ , що підтверджує припущення про адсорбцію на однорідній поверхні.

Найвищі значення  $q_{max}$  і константи рівноваги  $b$  отримано для зразка  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$  з  $Z = 1,5/1$ , що вказує на високу спорідненість поверхні до іонів  $\text{Fe}^{2+}$ . Це пояснюється можливістю наявності дефектів ґратки Fe – O – Cu, які підвищують поверхневу енергію та полегшують формування комплексних зв'язків типу Fe – O – Fe і Fe – O – Cu.

Модель Фрейндліха (рис. 2.6) показала добрий опис експериментальних даних на ділянках низьких концентрацій, особливо для  $\text{ZnFe}_2\text{O}_4$  та бентонітової глини, які мають гетерогенну поверхню з різними типами активних центрів. Отримані значення параметра  $1/n$  перебувають у межах  $0,38 \div 0,56$ , що відповідає сприятливому перебігу адсорбції ( $1/n < 1$ ).

Параметр  $K_F$ , який характеризує енергетичну ємність поверхні, найвищий для  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$  та  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$  з  $Z = 1,5/1,0$ . Ці результати узгоджуються з моделлю Ленгмюра і підтверджують наявність сильної взаємодії між поверхнею сорбенту та іонами заліза. У випадку бентонітової глини низьке значення  $K_F$  і велике  $1/n$  вказують на слабку фізичну адсорбцію, що відбувається переважно за рахунок електростатичних сил.

Ізотерма Дубініна–Радущкевича (рис. 2.7) застосовувалася для визначення енергії адсорбції ( $E$ ), яка дозволяє розрізнити механізм процесу. Таким чином, для  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$  і  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$  процес має іонно-обмінний характер ( $10 < E < 16$

кДж/моль), тоді як для бентонітової глини адсорбція є фізичною ( $E < 8$  кДж/моль). Високі значення  $q_e$  і помірні  $\beta$  свідчать про переважання енергетично активних мікропор, що сприяють адсорбції іонів  $Fe^{2+}$ .

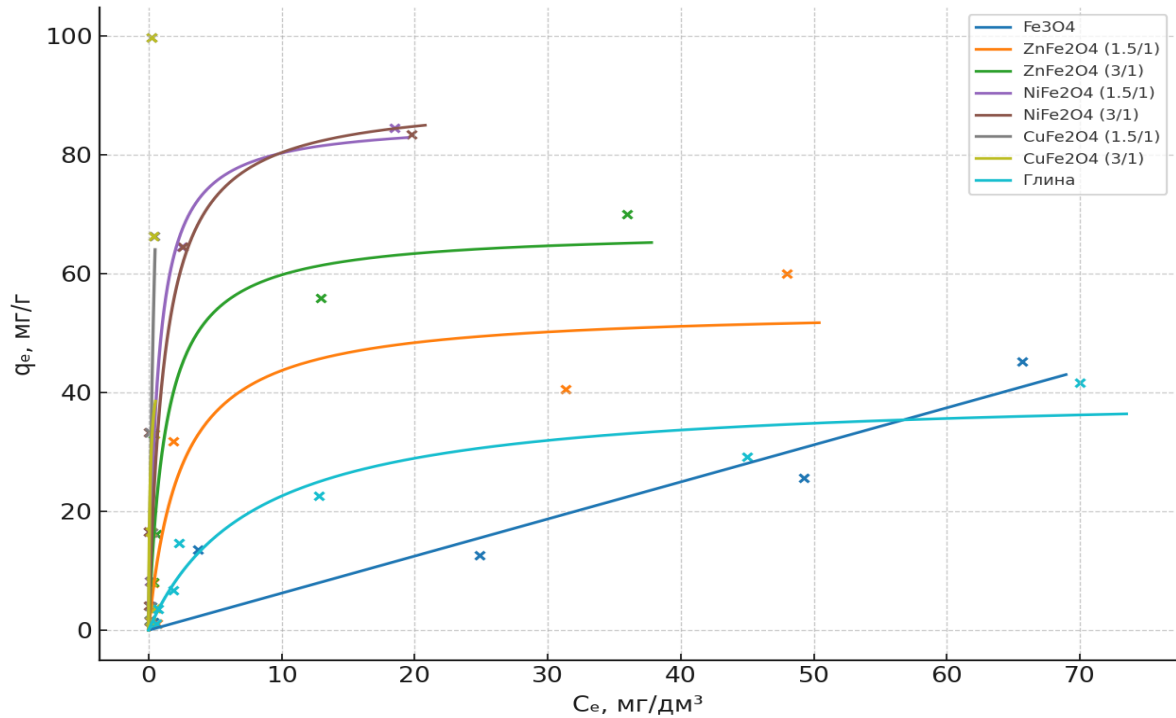


Рисунок 2.5 - Ізотерма Ленгмюра для сорбційних матеріалів

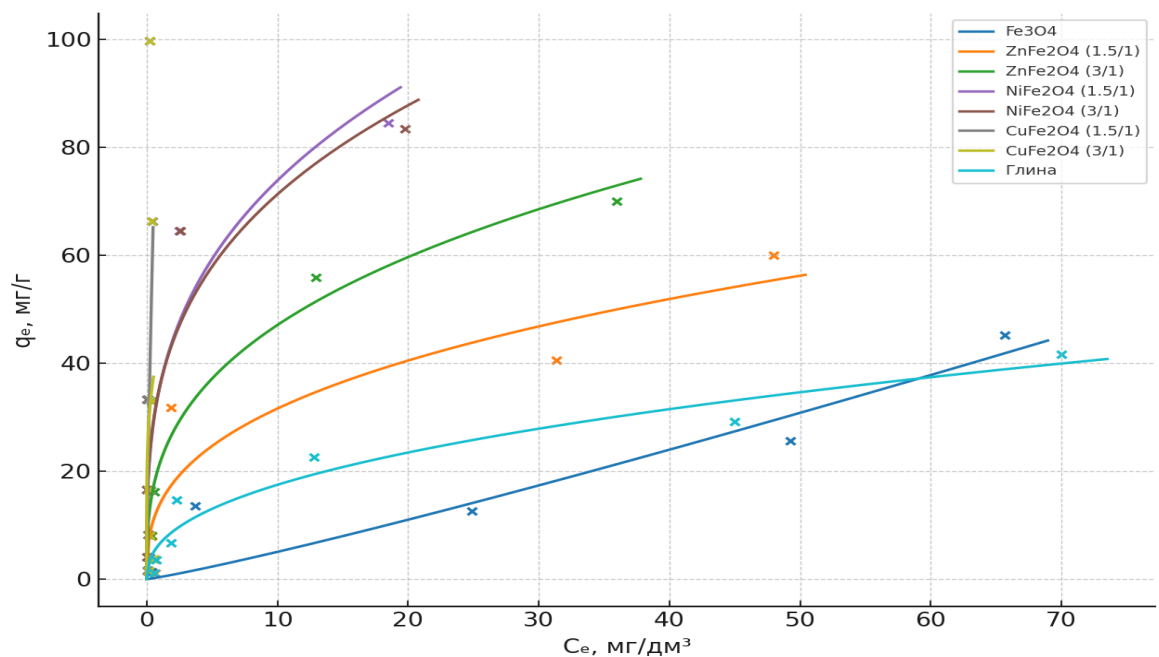


Рисунок 2.6 - Ізотерма Фрейндліха для сорбційних матеріалів

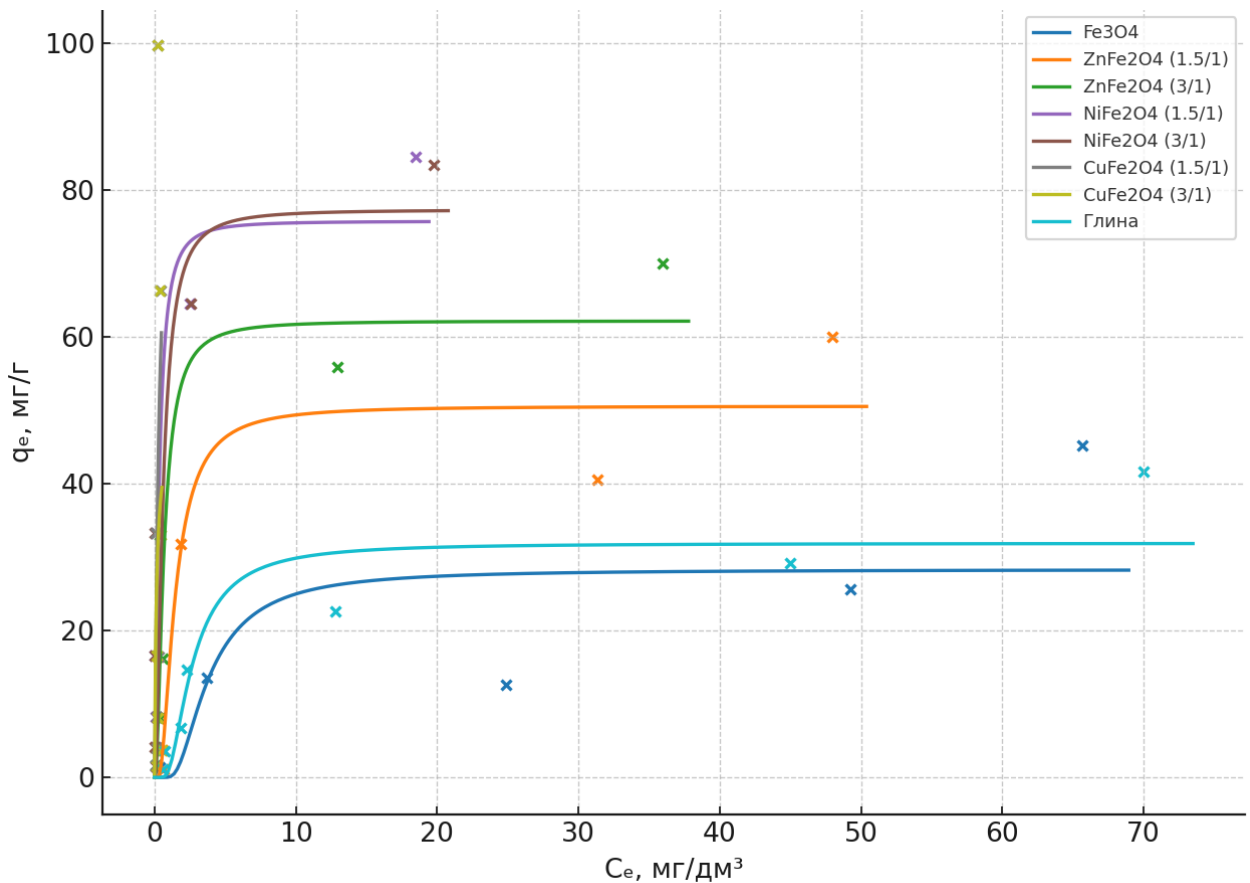


Рисунок 2.7 - Ізотерма Редліха-Петерсона для сорбційних матеріалів

Аналіз отриманих параметрів показав, що модель Ленгмюра найкраще узгоджується з експериментальними даними, це найвищі значення  $R^2$  та найменші похибки апроксимації. Моделі Фрейндліха та Дубініна–Радускевича описують гетерогенність поверхні та енергетичну неоднорідність. Узагальнення результатів дозволяє стверджувати, що адсорбція іонів  $Fe^{2+}$  на синтезованих феритах протікає за комбінованим фізико-хімічним механізмом, який включає: поверхневу комплексоутворюючу взаємодію, електростатичне притягання іонів металів до негативно заряджених ділянок поверхні, мікропористу дифузію.

Отримані результати свідчать, що  $CuFe_2O_4$  з  $Z = 1,5/1,0$  є найбільш перспективним сорбентом для видалення іонів  $Fe^{2+}$  зі стічних вод завдяки високим значенням  $q_{max}$ , константи  $b$ , та енергії сорбції  $E$ , які свідчать про стійке поверхневе зв'язування іонів металів. Крім того, матеріал зберігає магнітні

властивості, що забезпечує зручність регенерації та повторного використання у технологічних схемах очищення промислових стічних вод.

Отримані результати підтверджують високу ефективність феритизаційних методів синтезу змішаних феритів у підвищенні адсорбційної здатності матеріалів. Висока кореляція між експериментальними даними та моделями ізотерм свідчить про надійну відтворюваність і потенціал цих матеріалів для практичного застосування у системах очищення гальванічних, металургійних та гірничодобувних стічних вод.

## **2.4 Технічні та економічні аспекти застосування комплексного очищення стічних вод**

### **2.4.1 Розробка комплексної технологічної схеми очищення стічних вод гальванічних виробництв**

Запропоновано комплексну ресурсощадну технологію переробки, що поєднує очищення стічних вод методом феритизації та застосуванням магнітних сорбентів. Такий підхід забезпечує глибоке вилучення іонів заліза із промивних стічних вод лінії травлення та дає змогу досягти показників, необхідних для їх повторного використання в технологічному циклі промислового підприємства або для безпечного скидання у міську каналізаційну мережу.

Утворені в процесі водоочищення осадки не розглядаються як відходи, а проходять подальшу утилізацію з отриманням товарної продукції, важливої для національної економіки. Таким чином, технологія трансформує промислові відходи у вторинну дешеву сировину для виробництва будівельних матеріалів, зокрема спеціального призначення, сприяючи розвитку циркулярної економіки.

Однією з ключових вимог до розроблення та проектування комплексної технології очищення відпрацьованих гальванічних розчинів і промивних стічних вод від сполук важких металів є створення автоматизованої системи керування стадійними технологічними процесами на очисних спорудах промислових підприємств.

У межах першого етапу комплексної технології передбачається очищення відпрацьованих кислих і лужних висококонцентрованих розчинів методом феритизації з утворенням осадків зі сформованими сорбційними властивостями.

Другий етап включає сорбційне очищення промивних стічних вод ліній травлення та міднення із застосуванням висушених і подрібнених феритних осадків як сорбентів.

Заключний етап полягає в утилізації відпрацьованих сорбентів шляхом їх використання як наповнювача у складі порошкових лакофарбових матеріалів.

У ролі кислих розчинів для здійснення процесу феритизації застосовуються

відпрацьовані травильні розчини сталі та електроліт міднення, а в ролі лужних — розчини знежирення сталевих деталей і виробів. На стадії сорбційного очищення використовуються промивні стічні води після операцій травлення та міднення.

Запропонована технологічна схема сорбційного очищення стічних вод ліній травлення та міднення (рис. 2.8) у рамках першого етапу може функціонувати таким чином. Відпрацьовані гальванічні розчини за допомогою агресивних стійких насосів подаються в окремі резервуари тимчасового зберігання — хімічні ємності. Із ємності, що містить відпрацьований сірчаноокислотний травильний розчин та електроліт міднення, розчини через відкриті електроприводні засувки і за допомогою насоса подаються до хімічно стійкого феритного реактора з мішалкою. Співвідношення концентрацій іонів важких металів у розчині підтримується на рівні  $[Cu^+] : [Fe^{2+}, Fe^{3+}] = 1 : 3$ . Для досягнення необхідних концентрацій іонів міді та заліза ( $10 \text{ г/дм}^3$ ) вихідний розчин проходить стадію розбавлення промивними стічними водами травлення або міднення, що подаються з резервуара через рідинний дозатор. Об'єми поданих розчинів до реактора-змішувача фіксуються витратоміром, що забезпечує коректність контролю параметрів процесу.

Після розбавлення компонентів у реакторі-змішувачі при постійному механічному перемішуванні здійснюється коригування величини рН розчину до значення 11,0. Регулювання рН проводять за рахунок подачі з усереднювача відпрацьованого лужного знежирювального розчину та його промивних вод на основі гідроксиду натрію. Лужний розчин подається з луготривких ємностей насосом-дозатором, а величина рН контролюється за допомогою рН-електрода, під'єданого до рН-контролера.

Після досягнення необхідного значення рН у феритному реакторі здійснюється процес активації реакційної суміші шляхом ультразвукової обробки, що здійснюється в ультразвуковій ванні. Одночасно через рідинний дозатор у реакційне середовище подають 35%-вий розчин пероксиду водню, який рівномірно дозується протягом 35 хвилин.

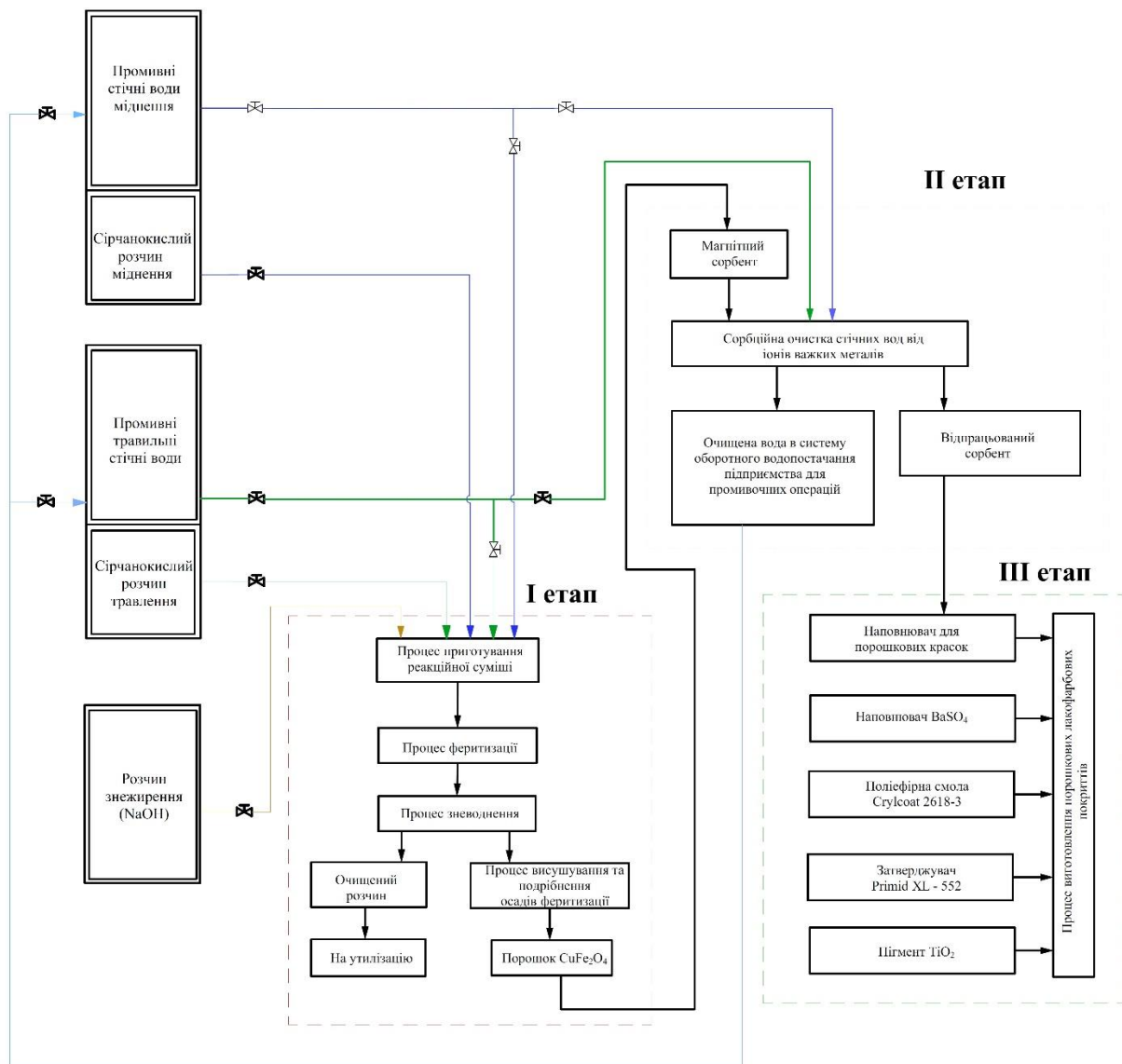


Рисунок 2.8 - Комплексна технологічна схема очищення стічних вод гальванічних виробництв

Після завершення ультразвукової обробки реакційну суспензію спрямовують на прес-фільтр, де відбувається часткове зневоднення феритного осаду. Отриманий осад транспортується до резервуара-шламонакопичувача, обладнаного мішалкою. Для вилучення залишкових солей ферит міді піддається додатковому промиванню оборотною водою. Після промивки осад висушують та подрібнюють на щоківій дробарці. Отриманий порошок фериту міді на наступному етапі комплексної технології використовується як сорбент для очищення промивних стічних вод, що містять іони заліза та міді.

Сольовий розчин, відділений на прес-фільтрі, а також фільтрат після промивання спрямовують до резервуара солевого розчину для подальшої утилізації. Отриманий розчин сульфату натрію може бути використаний у суміжних хімічних виробництвах, зокрема у технологіях отримання сірчаної кислоти, рідкого скла, сульфату амонію та інших хімічних продуктів.

Другий етап технології функціонує таким чином. Промивна стічна вода з ванни промивки, що містить певну концентрацію іонів заліза або міді, за допомогою насоса-дозатора надходить у змішувач. Необхідний об'єм стічної води контролюється витратоміром. Після досягнення заданого об'єму у воду додається порошковий ферит міді у співвідношенні 10:1 до концентрації іонів заліза. Суміш перемішують пропелерною мішалкою протягом 60 хвилин при частоті 250 об/хв.

Після завершення сорбційного процесу відпрацьований сорбент відокремлюють від очищеного розчину за допомогою магнітного шламовідокремлювача. Вилучений сорбент спрямовується до резервуара-шламонакопичувача для подальшого зневоднення та висушування. Очищена вода, що відповідає вимогам щодо ГДК забруднюючих речовин, повертається в систему оборотного водопостачання для промивних операцій гальванічних ділянок або може використовуватися в системах розбавлення на очисних спорудах. Між циклами очищення проводиться промивка ультразвукової ванни оборотною очищеною водою.

Третій етап досліджень передбачає утилізацію відпрацьованих сорбентів і продуктів феритизації у виробництві порошкових лакофарбових матеріалів. Отримані відходи застосовуються як часткова заміна традиційного наповнювача — сульфату барію — у складі порошкових фарб.

Запропонована комплексна технологічна схема забезпечує такі переваги порівняно з традиційними методами:

- повернення до 80% очищеної води в систему оборотного водопостачання підприємства;
- зменшення негативного впливу на довкілля завдяки високому ступеню

вилучення токсичних іонів і отриманню екологічно безпечних продуктів переробки, придатних до подальшої утилізації;

- можливість одночасної переробки та очищення висококонцентрованих і промивних стічних вод від сполук важких металів;

- низька собівартість очищення;
- енергоефективність і ресурсоощадність технологічного процесу;
- реалізація автоматизованого регулювання основних операцій очищення.

#### **2.4.2 Техніко-економічна оцінка розробленої комплексної технології очищення стічних вод гальванічних виробництв**

Для техніко-економічної оцінки застосування феритизаційного і сорбційного методу було проведено розрахунок для локальних очистних споруд, які очищають рідкі гальванічні відходи з вилученням токсичних іонів важких металів. Розрахунок проведений для заводу гальванічних покриттів, який скидає на стічні очисні споруди понад 1 м<sup>3</sup> на тиждень відпрацьованого сірчаноокислотного розчину травлення сталі з вихідними концентраціями іонів Fe<sup>2+</sup> = 117 г/дм<sup>3</sup>, 0,5 м<sup>3</sup> відпрацьованих розчинів міднення з концентрацією іонів міді 43 г/дм<sup>3</sup> та 1 м<sup>3</sup> розчину знежирення з масовою часткою їдкою натру 25 %. Промивних стічних вод лінії травлення – 10 м<sup>3</sup> з вихідними концентраціями іонів Fe<sup>2+</sup> = 0,120 г/дм<sup>3</sup>, міднення – 10 м<sup>3</sup> з вихідними концентраціями іонів Cu<sup>2+</sup> = 0,090 г/дм<sup>3</sup>. Виходячи з технологічних умов проведення процесу феритизації з 1 м<sup>3</sup> розчину травлення сталі після стадії розбавлення з промивною стічною водою ванн травлення утворюється 10 м<sup>3</sup> розчину з концентрацією іонів Fe<sup>2+</sup> = 11,7 г/дм<sup>3</sup>. Для розбавлення висококонцентрованого розчину використовували 9 м<sup>3</sup> промивної стічної води ванн травлення з концентрацією іонів Fe<sup>2+</sup> = 120 мг/дм<sup>3</sup>.

Для техніко-економічного обґрунтування сорбційного очищення було проведено порівняльний аналіз товарного сорбенту порошку діоксиду марганцю з отриманим у процесі феритизації сорбентом фериту міді. Вартість порошку фериту міді визначалася на основі фактичних витрат електроенергії та реагентів,

необхідних для отримання 1 кг сорбенту, та порівнювалася з ринковою вартістю порошку діоксиду марганцю (табл. 2.3).

Таблиця 2.3 - Розрахунок вартості отримання 1 кг сорбенту фериту міді

Показник	Одиниці вимірювання	Порошок фериту міді	Порошок діоксиду марганцю (товарний)
Спожитої електроенергії	грн/кг	10,71	-
Витрати реагентів (H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> )	грн/кг	28,12	-
Собівартість сорбенту	грн/кг	38,83	80,00
Економія порівняно з товарним сорбентом	грн/кг	42,17	-
Зменшення витрат відносно товарного	%	51,6	-

Слід зазначити, що собівартість отримання фериту міді більш ніж удвічі нижча за вартість товарного порошку діоксиду марганцю, що свідчить про економічну доцільність його отримання безпосередньо у межах технологічного циклу переробки гальванічних відходів.

Товарною продукцією, що утворюється при впровадженні комплексної ресурсозберігаючої технології очищення гальванічних відходів (рис. 2.8), є відпрацьований сорбент, який може використовуватися як наповнювач у складі порошкових лакофарбових матеріалів. У лакофарбових покриттях передбачена заміна 15 % сульфату барію відпрацьованим феритним сорбентом. Вартість 1 кг сульфату барію становить 250 грн, що забезпечує додатковий економічний ефект за рахунок заміщення дорогого традиційного наповнювача.

У розробленій інноваційній комплексній технології забезпечується повторне використання очищеної води в системі промивних операцій гальванічного виробництва замість водопровідної води. Вартість 1 м<sup>3</sup> водопровідної води становить 46,87 грн. Таким чином, економічний ефект від

впровадження оборотної системи водопостачання (залежно від фактичних об'ємів очищення стічних вод) може досягати десятків тисяч гривень на рік.

Додатково економічна привабливість комплексної технології полягає у зменшенні витрат на сплату екологічного податку, що нараховується за зберігання та захоронення токсичних відходів. Завдяки переробці гальванічних відходів у корисний продукт — порошковий наповнювач — підприємство істотно скорочує обсяги відходів, що потребують спеціального поводження, та знижує податкове навантаження.

## Висновки

1. На підставі проведеного літературного аналізу визначено сучасний стан та ефективність існуючих методів очистки гальванічних стічних вод, від іонів важких металів, а зокрема від сполук заліза.

2. В результаті досліджень встановлено ефективність застосування окисника пероксиду водню на заміну кисню повітря для проведення активації процесу очистки відпрацьованих розчинів, які містять іони важких металів методом гідрофазною феритизацією.

3. Структурні дослідження проведені методом рентгенівської дифрактометрії показали, що в зразках осадів, які отримані при термічному способі активації феритизації ідентифіковано фази: магнетиту  $\text{Fe}_3\text{O}_4$  та феритів металів  $\text{ZnFe}_2\text{O}_4$ ,  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$  та  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$  та проміжні фази  $\text{NiFeO}(\text{OH})$  та  $\text{CuO}$ . Встановлено, що при підвищенні співвідношення  $Z$  з 1,5/1 до 3/1 в зразках осадах збільшуються фази  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$  та  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$ .

4. Порівняльний аналіз ізотерм Ленгмюра, Фрейндліха та Дубініна–Радущкевича засвідчив, що характер адсорбції іонів заліза істотно залежить від складу та структурних особливостей феритових сорбентів. Для всіх досліджених матеріалів спостерігається зростання рівноважної сорбційної ємності  $q_e$  із підвищенням рівноважної концентрації  $C_e$ , що свідчить про сприятливу адсорбцію і високу спорідненість активних центрів поверхні до іонів металів.

5. Узагальнення результатів трьох моделей дозволяє стверджувати, що найвищі показники сорбційної здатності та спорідненості до іонів  $\text{Fe}^{2+}$  виявлено для зразка  $\text{CuFe}_2\text{O}_4$  ( $Z = 1,5/1$ ), який може бути рекомендований як ефективний магнітний сорбент для очищення стічних вод. До високоефективних сорбентів також належать  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$  (1,5/1) та  $\text{ZnFe}_2\text{O}_4$  (3/1).

6. Розроблено технологічну схему очистки гальванічних відходів удосконаленим методом феритизації.

7. Здійснено оцінку економічної ефективності отримання магнітних сорбентів з рідких відходів гальванічних виробництв та їх порівняння з товарним сорбентом на основі діоксиду марганцю.

## Список використаної літератури

1. „Водоснабжение. Наружные сети и сооружения” СНиП 2.04.02-84.- М. Стройиздат, 1985. – 136с.
2. „Водоснабжение. Системы водоснабжения. Водопроводные сети, водоводы и сооружения на них” – рабочая программа и методические указания по изучению. Курса и выполнению курсового проекта К.: КИСИ, 1990. – 67 с.
3. Вільсон О.Г., Клімова І.В. Методичні вказівки до виконання розділу “Охорона праці ” 2012р
4. European Environment Agency EEA Report No 23/2018 Industrial Waste Water Treatment Pressures on Environment. Available onlin.
5. Ali I., Basheer A.A., Mbianda X.Y., Burakov A., .....Grachev V., Graphene Based Adsorbents for Remediation of Noxious Pollutants from Wastewater. Environ. Int. 2019. №127. С. 160 – 180.
6. Клименко М.О., Бедункова О.О. Кругообіг важких металів у водних екосистемах: монографія. Рівне: НУВГП. 2008. 216 с.
7. U.S. EPA. 2012. National analysis: The national biennial RCRA hazardous waste report. 2011. С. 448.
8. Demant V. Effiziente Edelmetall-Rückgewinnung aus zosungen mittels Electrolyse. Galvanotechnik. 1991. Vol.82, No.2. С.581 – 584.
9. Yang X. et al. Surface functional groups of carbon-based adsorbents and their roles in the removal of heavy metals from aqueous solutions: a critical review. Chem. Eng. J. 2019. №366. С. 608 – 621.
10. Patent 4422943 US, IPC C 02 F 1/52. Method for precipitation of heavy metal sulfides / R. G. Fender et al. No 380815, 27.12.1983.
11. Запольський А. К., Мішкова-Клименко Н. А., Астрелін І. М., .... Князькова Т. В. Фізико-хімічні основи технології очищення стічних вод. Підручник. – К.: Лібра. 2000. – 552 с.
12. Rahmati N. O., Pourafshari Chenar M. .... Azizi Namaghi H. Recent trends of heavy metal removal from water/wastewater by membrane technologies. J. Ind.

Eng. Chem. 2019. № 76. C. 17 – 38.

13. Paulino A. T. et al. Novel adsorbent based on silkworm chrysalides for removal of heavy metals from wastewaters. *J. Colloid Interface Sci.* 2006. № 301. C. 479 – 487.

14. Huang J. et al. Repeating recovery and reuse of SDS micelles from MEUF retentate containing  $\text{Cd}^{2+}$  by acidification UF. *Colloids Surf. A Physicochem. Eng. Asp.* 2017. № 520. C. 361 – 368.

15. Jamil T. S., Mansor E. S., Abdallah H., Shaban A. M. & Souaya E. R. Novel anti fouling mixed matrix  $\text{CeO}_2/\text{Ce}_7\text{O}_{12}$  nanofiltration membranes for heavy metal uptake. *J. Environ. Chem. Eng.* 2018. № 6. C. 3273 – 3282.

16. Ozaki H., Sharma K. ....Saktaywin W. Performance of an ultra-low-pressure reverse osmosis membrane (ULPROM) for separating heavy metal: effects of interference parameters. *Desalination.* 20021.№ 44. C. 287 – 294.

17. Samaei S. M., Gato-Trinidad S. ....Altaee A. Performance evaluation of reverse osmosis process in the post-treatment of mining wastewaters: Case study of Costerfield mining operations, Victoria, Australia. *J. Water Process Eng.* 2020. № 34. C.101 – 116.

18. Cui Y., Ge Q., Liu X.-Y. ...Chung T.-S. Novel forward osmosis process to effectively remove heavy metal ions. *J. Memb. Sci.*2014. № 467. C. 188 – 194.

19. Min, K. J., Kim, J. H. & Park, K. Y. Characteristics of heavy metal separation and determination of limiting current density in a pilot-scale electro dialysis process for plating wastewater treatment. *Sci. Total Environ.* 2021. № 757. 143762.

20. Qu D. Experimental study of arsenic removal by direct contact membrane distillation. *J. Hazard. Mater.* 2009. № 163. C. 874 – 879.

21. De Los Ríos, A. P. On the selective separation of metal ions from hydrochloride aqueous solution by pertraction through supported ionic liquid membranes. *J. Memb. Sci.* 2013. № 444. C. 469 – 481.

22. Dąbrowski A., Hubicki Z., Podkościelny P. & Robens E. Selective removal of the heavy metal ions from waters and industrial wastewaters by ion-exchange method. *Chemosphere.* 2004. № 56. C. 91–106.

23. Запольський А. К., Мішкова-Клименко Н. А., Астрелін І. М., Брик М. Т., Гвоздяк П.І., Князькова Т. В. Фізико-хімічні основи технології очищення стічних вод. Підручник. – К.: Лібра, 2000. – 552 с.

24. Плящук Л.Д., Мельник О.С. Аналіз технологій очищення гальванічних стоків в Україні. Вісник СумДУ. 2008. №2. С.116 - 121.

25. Mazumder, A., Chowdhury, Z., Sen, D. ....Bhattacharjee, C. Electric field assisted membrane separation for oily wastewater with a novel and cost-effective electrocoagulation and electroflotation enhanced membrane module. Chem. Eng. Process. Process Intensif. 2020.151.

26. Moussa D. T., El-Naas M. H., ... Al-Marri M. J. A comprehensive review of electrocoagulation for water treatment: potentials and challenges. J. Environ. Manag. 2017. № 186, С. 24 – 41.

27. Василенко Л.О. Гальванокоагуляційне очищення промивних стічних вод, які містять хром. Автореферат дисертації на здобуття н.с. к.т.н., 2004, – К.: КНУБА.

28. Din A., Hoesli M., Bender A. Environmental variables and real estate prices. Urban studies. 2001. Вип. 38, № 11. С. 1989–2000.

29. Trach Y., Vujakowski F., Koda E., ... Vaverková M. D. Characterization of adsorbents from Ukrainian kaolinite clay for the sorption of nickel: insight and practical application for water treatment in conditions of economic constraints. Desalination and water treatment. 2022. Вип. 278. С. 1–12.

30. Jensen D. Læ., Ledin A., Christensen T. H. Speciation of heavy metals in landfill-leachate polluted groundwater. Water Research. 1999. Вип. 33, № 11. С. 2642–2650.

31. Козловський В. Важкі метали в ґрунтах техногенних ландшафтів родовищ самородної сірки Передкарпаття (Україна). Ґрунтознавство. 2008. № 9, № 3–4. С. 101–107.

32. Шевчук В., Мудрак Г., Франчук М. Екологічна оцінка інтенсивності забруднення ґрунтів важкими металами. Międzynarodowe czasopismo naukowe. 2021. № 10 (97), część 1. Р. 40-46. DOI: 10.24412/2520-6990-2021-1097-40-46. 2021.

33. Трач Ю. Сорбція іонів  $Mn^{2+}$  природними не модифікованими матеріалами: ізотерми сорбції, нелінійний метод. Вісник Національного університету водного господарства та природокористування. 2020. № 1 (89). С. 62–73.

34. Masindi V. A novel technology for neutralizing acidity and attenuating toxic chemical species from acid mine drainage using cryptocrystalline magnesite tailings. *Journal of Water Process Engineering*. 2016. Вип. 10. С. 67–77.

35. Петрушка І. М., Мальований М. С., Петрушка К. І. Механізм сорбції  $Cs-137$  та  $Sr-90$  з рідких радіоактивних відходів модифікованими Язівськими глинами. *Восточно-Европейский журнал передовых технологий*. 2012. Вип. 4, № 6 (58). С. 28–31.

36. Петрушка І., Мальований М., Гумницький Я. Особливості кінетики сорбції органічних розчинників природними дисперсними сорбентами. Вісник КрНУ імені М. Остроградського. Випуск. 2012. Вип. 1. С. 72.

37. Trach Y. Metoda perspektywne usuwania metali ciężkich z wód podziemnych zachodniej Ukrainy. *Acta scientiarum polonorum - Architectura Budownictwo*. 2020. Вип. 19, № 1. С. 85–92.

38. Li P., Wu J., Qian H., ... Liu H. Origin and assessment of groundwater pollution and associated health risk: a case study in an industrial park, northwest China. *Environmental geochemistry and health*. 2014. Вип. 36. С. 693–712.

39. Adelekan B., Abegunde K. Heavy metals contamination of soil and groundwater at automobile mechanic villages in Ibadan, Nigeria. *International Journal of the Physical Sciences*. 2011. Вип. 6, № 5. С. 1045–1058.

40. Грюк І., Суходольська І. Сезонні зміни хімічного складу поверхневих вод Рівненщини на територіях з різним характером антропогенного впливу. *Гідрологія, гідрохімія і гідроекологія*. 2013. № 3. С. 51–65.

41. Siwiec T., Michel M. M., Reczek L. Wpływ napowietrzania na zmianę agresywności korozyjnej wody podziemnej w stosunku do betonu i stali. *Acta Scientiarum Polonorum. Architectura*. 2016. Вип. 15, № 1.

42. Michel M. Odmanganianie wody podziemnej na modyfikowanym chalcedonicie. *Gaz, Woda i Technika Sanitarna*. 2009. № 4. С. 22–26.

43. Трач Ю., Косінов В., Мельничук Г., Міхель М., Речек Л. Використання сапонітових туфів в технологіях поліпшення якості підземних вод для питних потреб. *Вісник Національного університету водного господарства та природокористування*. 2018. № 2 (82). С. 210–221.

44. Мальований М., Ярема О., ... Василінич Т. Очищення стічних вод шкіряного виробництва від іонів хрому адсорбцією на природних цеолітах. *Вісник Київського національного університету технологій та дизайну*. 2010.

45. Petcharoen K., Sirivat A. Synthesis and characterization of magnetite nanoparticles via the chemical co-precipitation method. *Mater. Sci. Eng. B*. 2012. № 177. С. 421– 427.

46. Tu Y.-J., You C.F. , Chang C.K. , Chen M.H. Application of magnetic nanoparticles for phosphorus removal/recovery in aqueous solution. *J. Taiwan Inst. Chem. Eng.* 2015. № 4. С.148 –154.

47. Zhao F., Zhang, B., Feng L. Preparation and magnetic properties of magnetite nanoparticles. *Mater. Lett.* 2012. № 68. С. 112 – 114.

48. Lakshmanan R., Okoli C., ... Rajarao G.K. Microemulsion prepared magnetic nanoparticles for phosphate removal: Time efficient studies. *J. Environ. Chem. Eng.* 2014. №2. С. 185 – 189.

49. Es'haghzade Z., Pajootan E., ... Arami M. Facile synthesis of Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> nanoparticles via aqueous based electrochemical route for heterogeneous electro-Fenton removal of azo dyes. *J. Taiwan Inst. Chem. Eng.* 2017. № 71. С. 91–105.

50. Miao F., Hua W., Hu L., Huang K. Magnetic Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> nanoparticles prepared by a facile and green microwave-assisted approach. *Mater. Lett.* 2011. № 65. С. 1031–1033.

51. Oliveira L.C.A., PetkowiczD.I., Smaniotto A., Pergher S.B.C. Magnetic zeolites: A new adsorbent for removal of metallic contaminants from water. *Water Res.* 2004. № 38. С. 3699 – 3704.

52. Jung K.-W., Choi B.H., Jeong T.-U., Ahn K.-H. Facile synthesis of magnetic biochar/Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> nanocomposites using electromagnetization technique and its application on the removal of acid orange 7 from aqueous media. *Bioresour. Technol.* 2016. № 220. C. 672 – 676.

53. Meral K., Metin Ö. Graphene oxide-magnetite nanocomposite as an efficient and magnetically separable adsorbent for methylene blue removal from aqueous solution. *Turk. J. Chem.* 2014. № 38. C. 775 – 782.

54. Nata I.F., Wicakso D.R., ..... Ramadhani D. Selective adsorption of Pb(II) ion on amine-rich functionalized rice husk magnetic nanoparticles biocomposites in aqueous solution. *J. Environ. Chem. Eng.* 2020. № 8. 104339.

55. Lee P.L., Sun Y.C., Ling Y.C. Magnetic nano-adsorbent integrated with lab-on-valve system for trace analysis of multiple heavy metals. *J. Anal. At. Spectrom.* 2009. № 24. C. 320 – 327.

56. Huang S., Xu, J., ..... Ouyang G. Synthesis and application of magnetic molecularly imprinted polymers in sample preparation. *Anal. Bioanal. Chem.* 2018. № 410. C. 3991 – 4014.

57. Донцова Т.А. Металоксидні наноматеріали і наноккомпозити екологічного призначення : монографія / Т.А. Донцова. – Київ : «Політехніка». 2021. – 323 с.

58. Aredes S., Klein B., Pawlik M. The Removal of Arsenic from Water Using Natural Iron Oxide Minerals. *J. Clean. Prod.* 2012. № 29. C. 208 – 213.

59. Tang S.C.N., Lo I.M.C. Magnetic Nanoparticles: Essential Factors for Sustainable Environmental Applications. *Water Res.* 2013. № 47. C. 2613 –2632.

60. Wadhawan S., Jain A., ...Mehta S.K. Role of Nanomaterials as Adsorbents in Heavy Metal Ion Removal from WasteWater: A Review. *J. Water Process Eng.* 2020. № 33. 101038.

61. Ain Q.-U., Farooq M.U., Jalees M.I. Application of Magnetic Graphene Oxide for Water Purification: Heavy Metals Removal and Disinfection. *J. Water Process Eng.* 2020. № 33. 101044.

62. Song J., Kong H., Jang J. Adsorption of Heavy Metal Ions from Aqueous Solution by Polyrhodanine-Encapsulated Magnetic Nanoparticles. *J. Colloid Interface Sci.* 2011. № 359. С. 505 – 511.

63. Kalantari K., Ahmad M.B., .....Khandanlou R. Rapid and High Capacity Adsorption of Heavy Metals by Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>/Montmorillonite Nanocomposite Using Response Surface Methodology: Preparation, Characterization, Optimization, Equilibrium Isotherms, and Adsorption Kinetics Study. *J. Taiwan Inst. Chem. Eng.* 2015. № 49. С. 192 – 198.

64. Li G., Zhao Z., ... Jiang G. Effective Heavy Metal Removal from Aqueous Systems by Thiol Functionalized Magnetic Mesoporous Silica. *J. Hazard. Mater.* 2011. № 192. С. 277 – 283.

65. Lutsev L.V. Microwave Properties of Granular Amorphous Carbon Films with Cobalt Nanoparticles. *Journal of Applied Physics.* 2005. vol. 97(10). С. 234 – 239.

66. Süss D. Time resolved micromagnetics using a preconditioned time integration method. *Journal of Magnetism and Magnetic Materials.* 2002. Vol. 248. С. 298 – 311.

67. Чубукін О.С. Отримання багатошарового радіо поглинаючих покриття на основі феритів з використанням генетичного алгоритму оптимізації ефективної поверхні розсіювання електромагнітних хвиль в діапазоні частот 8 – 12 ГГц. *Системи озброєння і військова техніка.* 2019. № 2(58). С. 132 – 142.

68. Сердюк В., Христич О., Лемешев М. Бетони з підвищеними радіаційно-захисними властивостями. *Вінницький національний технічний університет,* 2020.

69. Boy C., Wolfgang A. H., Chi-Huey W., and Horst-Werner Z.. *Catalysis from A to Z. A Concise Encyclopedia. Fourth, Completely Revised and Enlarged Edition.* Wiley-VCH. 2013. С. 2488 p.

70. Krivenko P. Utilization of industrial waste water treatment residues in alkali activated cement and concretes. *Key Engineering Materials.* 2018. №761. С. 35 – 38.

71. Кочетов Г.М., Самченко Д.М. Удосконалення феритизаційної технології переробки стічних вод: електромагнітна імпульсна активація процесу. Водопостачання та водовідведення. 2015. Вип 3. С. 20 -26.

72. Samchenko D.M., Kochetov G.M., Derecha D.O., Skirta Y.B. Sustainable approach for galvanic waste processing by energy-saving ferritization with AC-magnetic field activation. Cogent Engineering. 2022. №9 (1), 2143072.

73. Kochetov G., Samchenko D., Lastivka O. Determining the rational parameters for processing spent etching solutions by ferritization using alternating magnetic fields. Eastern-European Journal of Enterprise Technologies. 2022. №3 (10). С. 21 – 28.

74. Samchenko D., Kochetov G., Trach Y., Chernyshev D., Kravchuk A. Influence of Technological Factors on the Formation and Transformation of Iron-Containing Phases in the Process of Ferritization of Exhausted Etching Solutions. Metallofizika i Noveishie Tekhnologii. Water (Switzerland). 2024, 16(8), 1085.

75. Reczek L., Michel M. M., Trach Y., Siwiec T., Tytkowska-Owerko M. The Kinetics of Manganese Sorption on Ukrainian Tuff and Basalt—Order and Diffusion Models Analysis. Minerals. 2020. Вип. 10, № 12. С. 1065.

76. Mozejko J., Gniot R. Application of neural networks for the prediction of total phosphorus concentrations in surface waters. Pol. J. Environ. Stud. 2008. Вип. 17, № 3. С. 363.