

ІННОВАЦІЙНІ ХІМІЧНІ ТЕХНОЛОГІЇ НАУКОВЦІВ ЧЕРКАЩИНИ  
ДЛЯ ВІДНОВЛЕННЯ ДОВКІЛЛЯ УКРАЇНИ У ПІСЛЯВОЄННИЙ ЧАС

ЧЕРКАСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ТЕХНОЛОГІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

УПРАВЛІННЯ ЕКОЛОГІЇ ТА ПРИРОДНИХ РЕСУРСІВ  
ЧЕРКАСЬКОЇ ОБЛАСНОЇ ДЕРЖАВНОЇ АДМІНІСТРАЦІЇ

ЧЕРКАСЬКА ОБЛАСНА ОРГАНІЗАЦІЯ  
ВСЕУКРАЇНСЬКОЇ ЕКОЛОГІЧНОЇ ЛІГИ

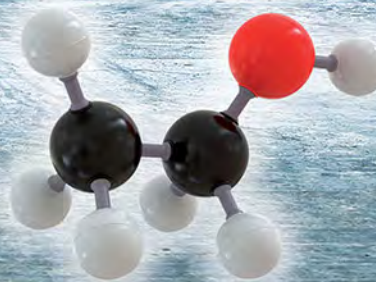
ЧЕРКАСЬКА ОБЛАСНА ОРГАНІЗАЦІЯ НАЦІОНАЛЬНОГО  
МОЛОДІЖНОГО ЦЕНТРУ «ЕКОЛОГІЧНІ ІНІЦІАТИВИ»

НАУКОВО-ПРАКТИЧНА КОНФЕРЕНЦІЯ  
11 грудня 2024 р., м. Черкаси

# ІННОВАЦІЙНІ ХІМІЧНІ ТЕХНОЛОГІЇ НАУКОВЦІВ ЧЕРКАЩИНИ ДЛЯ ВІДНОВЛЕННЯ ДОВКІЛЛЯ УКРАЇНИ У ПІСЛЯВОЄННИЙ ЧАС

Збірник наукових праць

Присвячується 40-річчю  
кафедри хімічних технологій  
та водоочищення  
Черкаського державного  
технологічного університету



м. Черкаси, 2024

ЧЕРКАСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ТЕХНОЛОГІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

УПРАВЛІННЯ ЕКОЛОГІЇ ТА ПРИРОДНИХ РЕСУРСІВ  
ЧЕРКАСЬКОЇ ОБЛАСНОЇ ДЕРЖАВНОЇ АДМІНІСТРАЦІЇ

ЧЕРКАСЬКА ОБЛАСНА ОРГАНІЗАЦІЯ ВСЕУКРАЇНСЬКОЇ ЕКОЛОГІЧНОЇ ЛІГИ

ЧЕРКАСЬКА ОБЛАСНА ОРГАНІЗАЦІЯ НАЦІОНАЛЬНОГО  
МОЛОДІЖНОГО ЦЕНТРУ «ЕКОЛОГІЧНІ ІНІЦІАТИВИ»

УДК 628.1/4:001.895](477)"366"

I 66

*Наказ про проведення науково-практичної конференції  
"Інноваційні технології науковців Черкащини для відновлення  
довкілля в Україні у післявоєнний час" від 19.11.2024 р. №355/04*

Науково-практична конференція

11 грудня 2024 р., м. Черкаси

Укладач **Н. М. Фоміна**

# **ІННОВАЦІЙНІ ХІМІЧНІ ТЕХНОЛОГІЇ НАУКОВЦІВ ЧЕРКАЩИНИ ДЛЯ ВІДНОВЛЕННЯ ДОВКІЛЛЯ УКРАЇНИ У ПІСЛЯВОЄННИЙ ЧАС**

**Збірник наукових праць**

Присвячується 40-річчю  
кафедри хімічних технологій та водоочищення  
Черкаського державного технологічного університету

**I 66** Інноваційні хімічні технології науковців Черкащини для відновлення довкілля України у післявоєнний час : збірник наукових праць / укл. Н. М. Фоміна. – Черкаси : Вертикаль, видавець С. Г. Кандич, 2024. – 152 с.

ISBN 978-617-7957-24-6

Збірник наукових праць присвячується 40-річчю кафедри хімічних технологій та водоочищення Черкаського державного технологічного університету.

У наукових статтях здобувачів вищої освіти, викладачів та науковців хіміків-технологів Черкаського державного технологічного університету пропонуються інноваційні технології, спрямовані на оптимальне вирішення технологічних проблем з ресурсо- та енергозбереження у воєнний та післявоєнний час в Україні.

**УДК 628.1/4:001.895](477)"366"**

м. Черкаси  
2024

© Фоміна Н. М., укладач, 2024  
© Кандич С. А., обкладинка, 2024

## Передмова



Якось несподівано прийшов до свого логічного завершення 40-й випуск інженерів, спеціалістів, бакалаврів та магістрів кафедри хімічних технологій та водоочищення (раніше кафедри хімічних технологій неорганічних речовин)

З року в рік на захистах дипломних проектів, кваліфікаційних робіт бакалаврів та магістрів захищалися проекти, в яких на базі власних досліджень студенти пропонували інноваційні рішення важливих технологічних та екологічних проблем Черкаської області.

Це інноваційні технології з водопідготовки, очищення стічних вод, переробки побутових та промислових відходів, синтезу різноманітних продуктів, розробки водооборотних циклів, збереження ресурсів та енергії. Більшість із них були на високому, а інколи навіть на міжнародному рівні.

І в цьому збірнику наукових праць пропонуються інноваційні технології, спрямовані на оптимальне вирішення технологічних проблем з ресурсо- та енергозбереження у воєнний та післявоєнний час.

Не всі результати наукових досліджень представлено на конференції. Їх значно більше за кількістю, якістю та за значенням. Маю надію, що в подальшому з'являться ще більш ефективні та теоретично і практично обґрунтовані наукові результати та висновки здобувачів вищої освіти, викладачів та науковців хіміків-технологів Черкаського державного технологічного університету, які будуть впроваджені в Україні.

З повагою,  
завідувач кафедри хімічних технологій  
та водоочищення, доктор технічних наук,  
професор Геннадій СТОЛЯРЕНКО

## ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНЕ ОБҐРУНТУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЇ СИНТЕЗУ ЕТИЛОВИХ ЕФІРІВ ЖИРНИХ КИСЛОТ У ВИГЛЯДІ БІОДИЗЕЛЮ

**АНДРЕЄВ М. С.**, здобувач третього рівня вищої освіти (PhD),  
**ЮЩЕНКО С. Л.**, магістр кафедри хімічних технологій та водоочищення.  
**СТОЛЯРЕНКО Г. С.**, д.т.н., професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.  
*Черкаський державний технологічний університет*

Метою цієї роботи було визначено проведення експериментальних досліджень щодо вивчення процесів переестерифікації рослинних олій за допомогою етилового спирту. Розробка технології виробництва біодизелю з рослинної олії та етилового спирту. Визначення оптимальних параметрів процесу отримання біодизелю.

Технологія виробництва палива з біологічної сировини, яка існує в даний час (надалі «біодизель») базується на використанні двох основних компонентів: олії (ріпакової, соєвої, соняшникової та ін.) та метилового спирту. Сировинна база для виробництва біодизелю в Україні є достатньою. Наявність власних сортів насіння, значні посівні площі та високі врожаї дозволяють забезпечити стабільне виробництво біопалива. Згідно з планами, протягом наступних 10 років, біомаса мала покривати до 10% потреб в енергоресурсах. Метиловий спирт, який є найефективнішим для процесу переестерифікації (отримання біодизелю), виготовляється з природного газу і значною мірою залежить від постачання та вартості цього ресурсу.

Отримані метилові ефіри, тобто біодизель, за своїми паливно-енергетичними характеристиками поступаються звичайному дизельному пальному, що призводить до збільшення витрат біодизелю на 8-12%. Проте за екологічними показниками біодизель має незаперечні переваги: викиди оксидів азоту знижуються на 30-60%, оксиду сірки – на 95-98%, а забруднення сажею, альдегідами та вуглеводнями зменшується на 50%.

Спалювання метилових ефірів сприяє збільшенню ресурсу двигуна, робить його роботу плавнішою та тихішою. Крім того, біодизель є дешевшим за дизельне пальне.

На початку проведення досліджень за даною роботою для досягнення поставленої цілі було заплановано наступне.

1. Розробити ескізний проєкт технологічної схеми виробництва біодизелю, що передбачає використання явища кавітації для інтенсифікації процесу отримання біодизелю, а також можливість використання етилового спирту для проведення процесу переетерифікації.

2. Розробити та створити нову технологію виробництва біодизелю з використанням етилового спирту замість метилового. Етиловий спирт є менш токсичним, ніж метиловий, крім того, він виробляється з біологічної сировини, що є екологічно доцільнішим. Собівартість етилового спирту має тенденцію до зниження, тоді як собівартість метилового спирту, навпаки, зростатиме. У зв'язку з цим пропонується розробити технологію отримання етилових ефірів жирних кислот, що зробить виробництво біодизелю незалежним від кон'юнктури ринку природного газу.

Для вирішення цих задач необхідно провести кілька серій експериментів; змоделювати процеси на кожній стадії технології; розробити апаратне оформлення; дослідити процеси кавітації для каталітичних і некаталітичних процесів; створити нові типи реакторів – кавітаторів.

Однією з важливих проблем хімічної технології є інтенсифікація фізико-хімічних процесів, оскільки при їх низькій швидкості зростають капітальні витрати на створення технологічних схем та витрачається більше сировини й енергоресурсів під час їх роботи. Завдання прискорення фізико-хімічних перетворень у гетерогенному середовищі вирішується шляхом використання явища кавітації в кавітаційному реакторі. Завдяки кавітації в гетерогенних сумішах двох рідин або рідини та твердої речовини відбувається інтенсивне та ретельне перемішування, швидкий нагрів (найінтенсивніший у зоні кавітаційних бульбашок) і максимальне диспергування фаз. При цьому значно прискорюються процеси масообміну та швидкості хімічних реакцій (особливо для високомолекулярних сполук).

Використання кавітаційного апарату в циклі реактора переетерифікації замість звичайного насоса забезпечує економію електроенергії на 20-25%. При використанні подвійного кавітаційного циклу економію електроенергії можна збільшити до 30-35%.

На даний час практично відсутні дані про виробництво етилових ефірів жирних кислот у промислових або напівпромислових масштабах. Проте зараз етиловий спирт стає дешевшим. Це, зокрема, пов'язано з набуттям популярності біоетанолу (абсолютного

етилового спирту), який використовується як замітник бензинового палива. Незважаючи на те, що для виробництва біоетанолу необхідно виробляти абсолютний етиловий спирт, його собівартість нижча, ніж собівартість етилового спирту, який використовується для харчових цілей, через відсутність необхідності глибокої очистки спирту від домішок. Крім того, його можна виробляти з дешевої сировини (різної біомаси). На абсолютний етиловий спирт буде скасовано акциз через його високу харчову токсичність. Водночас, ціна на метиловий спирт має тенденцію до зростання, оскільки його виробляють з природного газу (корисних копалин), вартість якого різко зросла за останні роки під час війни.

#### Основні переваги

✓ Пропоновані технології знижують енергоспоживання існуючих виробництв біодизелю на 30-40 %. Це означає, що виробництво біопалива стане енергетично ефективнішим і дешевшим.

✓ Виробництво етилових ефірів жирних кислот у промислових масштабах приведе до зниження вартості біодизелю вдвічі. Масове виробництво зробить біодизель більш доступним для споживачів.

✓ Використання біодизелю як палива дозволить зменшити викиди шкідливих речовин в атмосферу, що автоматично вирішить проблеми забруднення повітря. Біодизель є екологічно чистим паливом, яке сприяє покращенню стану довкілля.

Процес виробництва етилових ефірів ускладнюється меншою реакційною здатністю етилового спирту в реакції переетерифікації, більш інтенсивним процесом омилення реакційної маси та більшим впливом мила, що утворюється, на повноту відділення гліцеринової фракції від ефірної. Однак технологічні та хімічні основи виробництва етилових і метилових ефірів дуже схожі. Тому існуючі заводи з виробництва метилових ефірів можуть, без особливих проблем, бути реконструйовані для виробництва етилових ефірів.

Практичний досвід виробництва етилових ефірів обмежений головним чином фундаментальними дослідженнями та кількома демонстраційними проєктами. Вважається, що паливні характеристики загалом відповідають європейському стандарту на біодизель EN14214, за винятком того, що аналітичні методи дослідження мають бути адаптовані для застосування до етилових ефірів.

Відсутня достатня кількість (свіжих) даних щодо використання етилових ефірів у дизельних двигунах порівняно з використанням метилових ефірів. Виходячи з обмеженої інформації, очікується, що метилові та етилові ефіри матимуть схожі властивості. Хоча виробництво біодизелю на основі етилових ефірів зараз є трохи дорожчим за виробництво на основі метилових ефірів, ця ситуація може змінитися найближчим часом. Це пов'язано з тим, що ціна на етиловий спирт, який є основною сировиною для виробництва етилових ефірів, має тенденцію до зниження. Водночас, ціна на метиловий спирт зростає. Особливо перспективним є поєднання виробництва біодизелю та біоетанолу. Біоетанол, який є чистим етиловим спиртом, ідеально підходить для виробництва біодизелю на основі етилових ефірів. Хоча для отримання біоетанолу необхідна додаткова очистка спирту (абсолютизація), загальна вартість виробництва біоетанолу нижча порівняно з іншими видами спирту, оскільки не вимагає такої ж глибокої очистки від домішок.

Отриманий продукт має властивості та склад, схожі на метилові ефіри жирних кислот, і відповідає нормам стандарту EN14214.

Порівняння результатів аналізів метилового, етилового естерів, та параметрів наведених у стандарті DIN E 51606 надано в таблиці 1.

Таблиця 1 – Порівняння результатів аналізів метилового, етилового естерів, та параметрів наведених у стандарті DIN E 51606

№ п/п	Найменування показника	Показник згідно з DIN E 51606	Наведені зразки	
			Метиловий естер	Етиловий естер
1	2	3	4	5
1	Густина при температурі 20 °C, г/см <sup>3</sup> ,	0,875 – 0,9	0,885	0,8824
2	В'язкість при температурі 40 °C, мм <sup>2</sup> /с. В'язкість при температурі 20 °C, мм <sup>2</sup> /с.	3,5 – 5,0	5,5 9,01	6,9 10,36
3	Температура спалаху в закритому тиглі, °C	≥110	124	121
4	Цетанове число	≥49	49	49
5	Масовий вміст: метанолу, % етанолу, %	≤0,3 –	0,08 –	– 0,1
6	Масовий вміст: метилових естерів, %; етилових естерів, %	≥96,5 –	97,6 –	– 96,3

1	2	3	4	5
7	Масовий вміст моногліцеридів, %	≤0,8	0,7	0,9
8	Масовий вміст дигліцеридів, %	≤0,4	0,1	0,12
9	Масовий вміст тригліцеридів, %	≤0,4	0,2	0,2
10	Масовий вміст вільного гліцерину, %	≤0,02	0,02	0,015
11	Масовий вміст загального гліцерину, %	≤0,25	0,24	0,26

У ході попередніх лабораторних та стендових досліджень була розроблена методика, яка дозволяє систематично вивчати вплив кавітаційного процесу на синтез етилових ефірів. Ця методика передбачає проведення серії експериментів, аналіз отриманих даних та формулювання науково обґрунтованих висновків.

Було проведено дослідження з метою визначення оптимальної кількості етилового та метилового спиртів для синтезу біодизелю з рапсової олії. Для проведення експериментів було підготовлено серію проб, кожна з яких містила 100 см<sup>3</sup> рапсової олії та різну кількість етилового та метилового спиртів. Було здійснено серію експериментів, по сім проб у кожній, у яких спирт використовувався в різних стехіометричних співвідношеннях. Розроблено новий альтернативний каталізатор, який дозволяє усунути проблеми, пов'язані з використанням етилового спирту, а саме збільшити ступінь перетворення олії на біодизель та полегшити відділення гліцеринової фракції від біодизелю.

Виготовлення продукту здійснювалося на стендових установках.

Очікувані результати наукових досліджень наступні:

- ✓ Аналіз патентних та ліцензійних матеріалів за напрямками робіт.
- ✓ Дослідження процесів естерифікації рапсової олії з використанням етилового спирту.
- ✓ Дослідження процесів розділення та очищення біодизельного палива, переробки відходів.
- ✓ Обробка експериментальних даних.
- ✓ Отримання математичних моделей процесів синтезу біодизелю, його очищення, переробки відходів.
- ✓ Розробка конструкторської документації обладнання.
- ✓ Складання технологічної схеми отримання біодизелю з етилового спирту.

✓ Визначено зміну параметрів технології виробництва біодизелю, визначені оптимальні умови стадій синтезу, розділення фаз, очищення продукту, а також переробки побічних продуктів.

✓ Розроблена апаратура та технологія виробництва біодизелю з використанням етилового спирту.

✓ Будуть проведені польові випробування біодизелю (на етанолі) на борту автомобіля.

В Україні щорічно споживається близько 5-6 млн тонн дизельного палива. Головними споживачами дизельного палива (найбільш зацікавленими у біодизелі) є сільськогосподарські виробники, які споживають близько 18% загального обсягу дизельного палива, що становить 0,9-1 млн тонн на рік. Рентабельність виробництва забезпечується на установках продуктивністю понад 150 тонн на рік.

Вартість звичайного дизельного палива становить 1,2–1,25 євро за літр. Собівартість виробництва біодизелю (за умови, що виробництво насіння, вирощування ріпаку, виробництво сировини для етилового спирту, використання шроту, виробництво біодизелю та гліцерину, а також їх реалізація будуть зосереджені в одній компанії) становитиме 0,325–0,350 євро за літр.

Виробництво та сам продукт є екологічнішими, оскільки для виробництва біодизелю використовується менш токсичний етиловий спирт замість метилового. Строк окупності становить 1,0–2,0 роки. Економічна оцінка запропонованої технології здійснена на основі даних стендових випробувань.

Було проведено польові випробування біодизельного палива. Очищений біодизель було протестовано як паливо для дизельного двигуна у суміші зі звичайним дизелем.

При використанні звичайного літнього дизельного пального, дим із вихлопної труби був темно-сірого кольору, а при використанні суміші біодизелю з дизельним паливом – білого кольору, що свідчить про більш повне згорання пального та відсутність часток сажі при використанні суміші з біодизелем.

## ВИСНОВКИ

1. Розроблено дешевий спосіб отримання нового ефективного каталізатору переестерифікації рослинної олії.

2. Проведено дослідження та встановлено оптимальні параметри стадії синтезу біодизелю з етилового та метилового спиртів.

3. Встановлено, що отриманий каталізатор переестерифікації рослинної олії не поступається за таким високоефективним каталізаторам як алкоголяти лужних металів, але він дешевший, і дає можливість отримувати виключно етилові естери.

4. Встановлено, що отриманий біодизель з етилового спирту не поступається за якістю біодизелю отриманому з метилового спирту.

5. Визначено оптимальні параметри переестерифікації рослинної олії метиловим та етиловим спиртами за стадіями процесу.

6. Розроблена технологічна схема виробництва біодизелю, яка передбачає використання явища кавітації для ефективного та безперервного отримання біодизелю, та можливість використання метилового та етилового спирту для проведення процесу переестерифікації.

## ВИРОБНИЦТВО БІОДИЗЕЛЮ З ЕТИЛОВОГО СПИРТУ

**АНДРЕЄВ М. С.**, здобувач третього рівня вищої освіти (PhD).

**ЮЩЕНКО С. Л.**, магістр кафедри хімічних технологій та водоочищення.

**СТОЛЯРЕНКО Г. С.**, д.т.н., професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

*Черкаський державний технологічний університет*

Розроблено технологію отримання біодизелю з етилового спирту. Створено проектну документацію, підбрано обладнання, розпочато впровадження. Дана технологія дозволить виробляти біодизель у вигляді етилових естерів жирних кислот за рахунок реакції переестерифікації методом гомогенного лужного каталізу.

Подібні технології виробництва біодизелю з етилового спирту ще не реалізовані у промисловому масштабі, їх реалізація не пішла далі пілотних установок. Розроблена технологія включає в себе наступні стадії:

- підготовка спиртово-катализаторної суміші;
- стадія підготовки олії
- стадія проведення реакції переестерифікації (отримання біодизелю);
- стадія очищення готового продукту;
- стадія переробки гліцеролової фракції.

Для кожної стадії розроблено технологічні прийоми що є ефективними саме для виробництва біодизелю з етилового спирту. Використовуючи ці умови в лабораторних умовах було отримано зразок біодизелю (20 л), який має наступні характеристики у порівнянні з вимогами стандарту ДСТУ 6081:2009 (аналог EN 14214). Порівняння показників якості отриманого біодизелю з вимогами стандарту представлено в таблиці 1.

На виробництво біодизелю отримано наступні патенти:

1. Патент України на корисну модель №26814, кл. C10L 1/00. Спосіб одержання спиртових ефірів (біодизелю) / Столяренко Г.С., Мислюк Є. В., Ющенко С. Л., Фоміна Н. М. Опубл.10.10.2007, Бюл. №16, 2007.

2. Патент України № 19494, С 10 L 1/00. Спосіб одержання біопалива для дизелів / Столяренко Г. С., Мислюк Є. В., Кривоорот В.А., Демченко О. М., Щуров О. М. Опубл. 15.12.2006, Бюл. №12.

Область застосування: виробництво біодизельного палива як заміниacza дизельного палива виробленого з нафти.

Головні переваги: дана технологія дозволяє виробляти біодизель з рослинної олії та етилового спирту. Технологія зменшує залежність від імпорту природного газу. Це дає можливість виробляти біодизель виключно з відновлювальної сировини біологічного походження. Збільшення попиту на етиловий спирт, дозволяє завантажити існуючі потужності спиртових заводів, створити додаткові робочі місця. Отримані зразки біодизелю надано на рис. 1.

Таблиця 1 – Порівняння показників якості отриманого біодизелю з вимогами стандарту

№	Назва показника	Вимоги стандарту ДСТУ 6081:2009	Результати випробування
1	Масова частка ефірів, %	не менше ніж 96,5	96,1
2	Густина при 15°C, кг/м <sup>3</sup>	860-900	876,2 (20°C)
3	Кінематична в'язкість при 40°C, мм <sup>2</sup> /с	3,5-5,0	3,61
4	Температура спалаху у закритому тиглі, °C	не менше ніж 120	189
5	Цетанове число	не менше ніж 51	Більше 51
6	Кислотне число, мг КОН на г	не більше ніж 0,50	0,024
7	Йодне число, г йоду на 100 г	не більше ніж 120	40,2
8	Масова частка метанолу, %	не більше ніж 0,20	(етанолу) 0,07
9	Масова частка моногліцеридів, %	не більше ніж 0,80	0,72
10	Масова частка дигліцеридів, %	не більше ніж 0,20	0,73
11	Масова частка тригліцеридів, %	не більше ніж 0,20	0,27
12	Масова частка води, %	не більше ніж 0,20	0,04



Рисунок 1 – Отримані зразки біодизелю

Інші досягнення в цій сфері:

➤ Досліджено та розроблено технологію інтенсифікації виробництва біодизелю за допомогою явища кавітації. Створено стендову установку – реактор синтезу біодизелю з інтенсифікацією за допомогою явища кавітації. За допомогою явища кавітації час отримання біодизелю скорочується з 60-120 хв. до 30 хв.

➤ При проведенні останніх досліджень, досягнуто унікальні результати інтенсифікації процесу синтезу біодизелю: здійснена реакція переестерифікації з повним відділенням гліцеринової фракції за 5–10 хв при температурі реакційної маси – 20°C. Емблема виробництва біодизелю представлена на рис. 2.



Рисунок 2 – Емблема виробництва біодизелю

## ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСІВ БІОЛОГІЧНОГО ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД З ВИКОРИСТАННЯМ МЕТОДУ КАВІТАЦІЇ

**ВАЛОВЕНКО В. С.**, *магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.*  
**ГОЙДА М. Д.**, *магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.*  
**СТОЛЯРЕНКО Г. С.**, *д.т.н., професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

*Черкаський державний технологічний університет*

Для інтенсифікації роботи очисних споруд запропонована технологія використання ферментативного каталізу. На підставі лабораторних досліджень по кавітації реальних стоків розроблена та виконана конструкторська документація стендового кавітатора для гідродинамічної інтенсифікації процесу розкладання клітин мікроорганізмів зворотного мулу.

Процес підтверджено на багатьох промислових стоках.

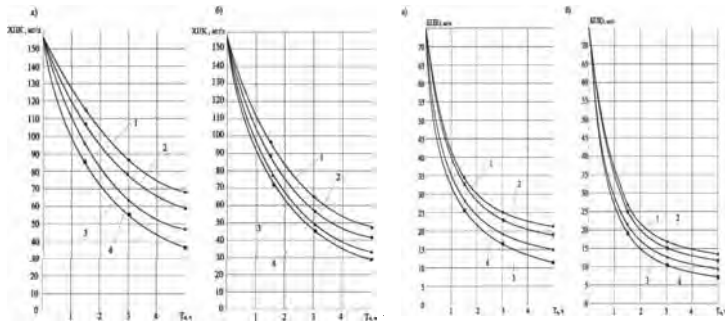
Кавітацію зворотного мулу, яка дає можливість досягти необхідного ступеня очищення води (до 90-95 %), реалізувати по всій довжині третього і четвертого коридорів аеротенків. Зворотній мул для кавітатора надходив з згущувача.

Робота виконана по «Програмі дослідно-промислових випробувань установки ферментативно-каталітичних процесів інтенсифікації роботи очисних споруд цеху ОПСВ».

Аналіз основних науково-технічних результатів дослідження представлено на графіках: графіки зміни ХСК та БСК (рис.1,а,б) попередньо освітлених стічних вод у процесі біологічного очищення в дослідному та контрольному аеротенках.

Використання гідродинамічної кавітації для розкладання клітин мікроорганізмів зворотного мулу приводить до зростання концентрації ферментів, зменшенню часу на очищення стічних вод від органічних з'єднань, а також амонійного, нітритного та нітратного азоту і фосфатів, що приводить до інтенсифікації роботи аеротенків міських очисних споруд.

Діаграми залишкових концентрацій амонійного та нітритного азоту наведено на рисунку 2. Діаграми залишкових концентрацій фосфатів та нітратного азоту представлено на рисунку 3.



а – без регенерації мулу; б – з регенерацією мулу;  
 1 – необроблений ( $G_1 = 0$ ) зворотний мул; 2, 3 і 4 – зворотний мул,  
 оброблений в кавітаторі при  $G_1 = 2,1 \cdot 10^3$ ;  $3,8 \cdot 10^3$  та  $5,1 \cdot 10^3$

Рисунок 1 – Графіки зміни ХСК та БСК попередньо освітлених стічних вод у процесі біологічного очищення в дослідному та контрольному аеротенках

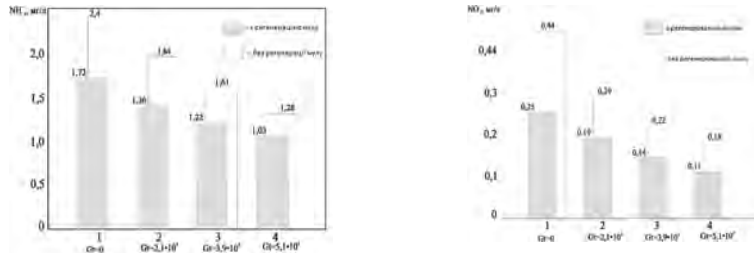


Рисунок 2 – Діаграми залишкових концентрацій амонійного азоту для біологічно очищених стічних вод ( $T_a=5$  год)

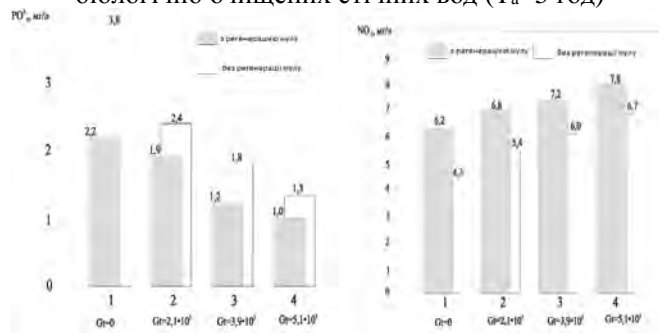


Рисунок 3 – Діаграми залишкових концентрацій фосфатів та нітратного азоту

## ХЕМОСОРБЦІЙНА ТЕХНОЛОГІЯ ОЧИЩЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ГАЗІВ ВІД СІРКОВОДНЮ ХІНГІДРОНИМ МЕТОДОМ

ГУК О. І., магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.

ВЯЗОВИК В. М., д.т.н., професор кафедри хімічних технологій та водоочищення.

Черкаський державний технологічний університет

Очищення безкисневих газів від сірководню є важливим і актуальним завданням для підприємств газо- і нафтопереробної, нафто- і коксохімічної та інших галузей промисловості. У результаті сіркоочищення газів отримують якісну газову сировину або паливо, уникають отруєння каталізаторів, досягають зменшення корозійної дії, збільшення часу роботи обладнання, комунікацій тощо, зменшення шкідливих викидів в атмосферу. Значення сіркоочисних процесів зростає з постійним підвищенням вимог до якості вуглеводневої сировини, чистоти довілля, а також із збільшенням питомого об'єму перероблення сірчистих і високосірчистих нафт, газів, вугілля.

Найпоширенішим промисловим способом очищення високодебітних безкисневих газів у газо- і нафтопереробній галузях промисловості є комбінація етаноламінових методів очищення газів з методом Клауса для одержання сірки з сірководню. Основними недоліками цієї комбінації є багата стадійність та недосконалість в екологічному відношенні. Крім того, методом Клауса одержують, переважно, грудкову сірку, яка має невисокі якість і споживчу цінність. Водночас спостерігається тенденція до збільшення перероблення сірководневмісних природних, супутніх нафтових та інших газів з низькодебітних родовищ. Особливо це стосується очищення біогазів, частка яких інтенсивно зростає останні два десятиліття. Застосування комплексу вищезгаданих методів для очищення газів з низькодебітних джерел є економічно невиправданим. Через брак відповідних технологій такі гази часто використовують тільки як паливо, забруднюючи при цьому довілля шкідливими викидами.

Тому актуальним завданням є розроблення і впровадження у виробництво нових, ефективних і гнучких процесів очищення різних видів безкисневих газів, які б забезпечували одержання високоякісної вуглеводневої сировини чи палива, мінімізували забруднення довкілля сірковмісними сполуками та за рахунок одержання додаткових товарних продуктів очищення здешевлювали ці процеси.

Була поставлена мета, яка полягала в розвитку технологій очищення безкисневих (природних і технологічних) газів від сірководню хінгідронними окисними системами для збільшення їх технологічної і техніко-економічної ефективності.

Для досягнення поставленої мети необхідно було вирішити такі завдання:

- критично проаналізувати стадії хінгідронного процесу очищення газів від сірководню з огляду збільшення селективності щодо сірки та підвищення ефективності масообмінного обладнання на стадіях хемосорбції сірководню з газів і регенерації хінгідронного поглинального розчину;

- дослідити взаємну розчинність компонентів хінгідронного поглинального розчину та його фізико-хімічні властивості в межах ефективних концентрацій інгредієнтів і на основі цього теоретично обґрунтувати вибір масообмінної апаратури для процесу очищення газів;

- експериментально вивчити рівновагу в системі сірководень - хінгідронний поглинальний розчин;

- експериментально дослідити хемосорбцію сірководню з безкисневих газів хінгідронним поглинальним розчином у різних типах масообмінних апаратів та вплив газоподібних домішок, які містяться у цих газах, на їх очищення.

Існує багато класифікацій методів очищення газів від  $H_2S$ . Огляд наявних класифікацій методів очищення газів від сірководню часто не охоплює всі методи, а тільки основні для тих чи інших галузей промисловості. Для повного охоплення наявних, а також, за їх появи, нових промислових методів очищення газів від  $H_2S$ , варто застосувати класифікацію за суттю фізико-хімічних взаємодій, що супроводжується або не супроводжується його перетворенням. Так, за запропонованою класифікацією (рис. 1) можна виділити неконверсійні процеси, які відбуваються без хімічної взаємодії  $H_2S$ , і конверсійні процеси – з його взаємодією і перетворенням.



Рисунок 1 – Класифікація методів очищення газів від сірководню

Дослідження здійснювали на лабораторній установці. Основним апаратом установки була абсорбційна колона – скляна труба висотою 300 мм і діаметром 80 мм, оснащена фільтром Шотта № 4 (висотою 43 мм та об'ємом 60 см<sup>3</sup>), який імітував одну барботажну тарілку. Колона споряджена термометром і штуцерами для підведення та виведення рідинної й газової фаз. Повітряно- (або азото-) сірководневу суміш готували змішуванням газів з  $H_2S$ , одержаним розкладом розчину натрію сульфіді розчином  $H_2SO_4$ . Досягнувши стабільної витрати сірководню, потік газу направляли через маностат і реометр на змішування з повітрям (азотом) у змішувач, заповнений скляними трубками довжиною 30...50 мм. Повітря компресором (або азот з балону) подавалось через реометр у змішувач. В абсорбері відбувалася хемосорбція  $H_2S$  з газу поглинальним розчином.

Нагрітий до певної температури поглинальний розчин з ємності об'ємом 10 дм<sup>3</sup>, яка була оснащена комбінованим пристроєм – термостатом з електронагрівальними елементами, регулятором температури-термометром подавали у верхню частину абсорбера. Викидні гази після абсорбера подавали на санітарне очищення в колбу. Розчин з абсорбера через гідрозатвор зливався в ємність.

Концентрацію  $H_2S$  в газах визначали за стандартними методиками об'ємного титриметричного аналізу (йодометрія). Вміст розчиненого  $O_2$  у карбонатному розчині визначали методом Вінклера. Вміст інгредієнтів у хінгідронному поглинальному

розчині визначали потенціометричними методами (кислотно-основного та окисно-відновного титрування). Густина та в'язкість розчинів визначали ареометричним та віскозиметричним методами. Значення рН та окисно-відновного потенціалу досліджуваних систем визначали методом потенціометрії.

Як показали результати досліджень, із збільшенням ступеня насичення розчину сірководнем ступінь хемосорбції і коефіцієнт масопередачі закономірно знижуються. Так, збільшенням ступеня насичення розчину з  $C(\text{Na}_2\text{CO}_3)_{\text{поч.}}=10 \text{ кг/м}^3$  від 1-до 38-1% приводить до зменшення коефіцієнта масопередачі від  $12,1 \cdot 10^{-6}$  до  $10,4 \cdot 10^{-6} \text{ кг/(м}^3 \cdot \text{с} \cdot \text{Па)}$ .

Згідно досліджень з підвищенням тиску опір газової фази в апаратах з барботажним шаром повинен збільшуватись, а коефіцієнт масопередачі, відповідно, – зменшуватись. Так як швидкість масообміну в системі  $\text{H}_2\text{S}$  – хінгідронний поглинальний розчин лімітується опором як газової, так і рідинної плівки, то позитивний вплив загального тиску буде проявлятися лише із зменшенням частки опору газової фази, порівняно з опором рідинної фази.

Так, із збільшенням тиску в 50 разів (від 0,1 до 5 МПа) швидкість абсорбції зростає у ~24 рази, а коефіцієнт масопередачі зменшується тільки у ~2 рази. Основне зменшення коефіцієнта масопередачі відбувається за підвищення тиску від 0,1 до 1 МПа. Так для хінгідронного розчину з початковою концентрацією натрію карбонату  $10 \text{ кг/м}^3$  за низького ступеня насичення сірководнем і тиску  $P = 1 \text{ атм}$  коефіцієнт  $K$  дорівнює  $12,1 \cdot 10^{-6}$ , а за 100 атм –  $5,6 \cdot 10^{-6} \text{ моль/(м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па)}$ . За низьких ступенів насичення розчину сірководнем опір системи визначається повністю опором газової фази. За подальшого підвищення тиску до 5 МПа коефіцієнт масопередачі зменшується вже не так суттєво.

Також було досліджено вплив концентрації сірководню, швидкості подачі потоку газу й витрат поглинального розчину на ступінь хемосорбції сірководню.

Як показали дослідження, зі збільшенням вмісту сірководню ступінь хемосорбції поступово знижується. Так, збільшення вмісту сірководню від 0,25 до 1 % об. (254-1013 Па) ступінь хемосорбції зменшився від 78,2 до 53,4%. При цьому коефіцієнт масопередачі зменшується від  $2,75 \times 10^{-5}$  до  $1,41 \times 10^{-5} \text{ кг/(м}^3 \cdot \text{с} \cdot \text{Па)}$ . Одержані залежності повністю корелюються з впливом тиску на процес, так як

збільшення парціального тиску сірководню в газі можна забезпечити і збільшенням тиску газу.

Збільшення витрати поглинального розчину приводить до збільшення ступеня, коефіцієнта хемосорбції й швидкості процесу. Так, збільшення витрати поглинального розчину від  $0,22 \cdot 10^6$  до  $1,17 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{с}$  приводить до збільшення ступеня абсорбції від 46,3 до 79,0%.

Межі витрат поглинального розчину, що були досягнуті на лабораторній установці, не дають змоги встановити оптимальне значення цього показника.

Дослідження по впливу швидкості газового потоку здійснювали за лінійних швидкостей газу 0,004; 0,008; 0,015; 0,03; 0,045; 0,06 м/с. Решту параметрів процесу були сталими: парціальний тиск  $\text{H}_2\text{S}$  у газі –  $1013 \text{ Н/м}^2$ , лінійна швидкість кінців ковша диспергатора – 12 м/с; кількість диспергаторів на 1 м довжини апарату – 2,8 шт.; коефіцієнт надлишку розчину  $\beta = 2$ ; хінгідрону –  $5 \text{ кг/м}^3$ ; температура – 293 К.

Аналіз результатів досліджень показує, що коефіцієнт масопередачі із збільшенням швидкості газового потоку пропорційно зростає. Це говорить про те, що за високої інтенсивності диспергування ( $V_{\text{лін.}} \geq 12 \text{ м/с}$ ,  $S = 2-4 \text{ шт./м}$ ) процес протікає в дифузійній області й контролюється опором газової фази.

Оскільки для цього типу абсорбера збільшення швидкості руху газу здійснюється майже без додаткових енергозатрат, тому швидкість газу в абсорбері повинна визначатись розміром крапель рідини. Розрахунки показують, що для  $V_{\text{лін.}} = 12 \text{ м/с}$  швидкість газового потоку повинна складати 1,8-2,0 м/с. За таких умов опір газової фази буде найменшим.

Як висновок можна зробити наступне:

- із підвищенням тиску швидкість хемосорбції. Так для хінгідронного розчину з початковою концентрацією натрію карбонату  $10 \text{ кг/м}^3$  за низького ступеня насичення сірководнем і тиску  $P = 1 \text{ атм}$  коефіцієнт масообміну дорівнює  $12,1 \cdot 10^{-6}$ , а за 100 атм –  $5,6 \cdot 10^{-6} \text{ моль/(м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{Па)}$ ;

- збільшення витрати поглинального розчину приводить до збільшення ступеня;

- із збільшенням швидкості газового потоку коефіцієнт масопередачі пропорційно зростає.

## ОСОБЛИВОСТІ ПІДГОТОВКИ ВОДИ ДЛЯ БЕЗПЕЧНОЇ ЕКСПЛУАТАЦІЇ КОТЛІВ- ОХОЛОДЖУВАЧІВ КОНВЕРТЕРНИХ ГАЗІВ ТИПУ ОКГ-130-БД

ДЕМЧУК Б. Д., здобувач третього рівня вищої освіти (PhD).

ДЕМЧУК І. М., к.т.н., старший викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

САВЧУК В. Л., здобувач третього рівня вищої освіти (PhD).

Черкаський державний технологічний університет

Котли-охолоджувачі конвертерних газів типу ОКГ-130-БД призначені для охолодження та утилізації тепла відхідних газів сталеплавильних конвертерів.

Ефективна робота котлів і теплообмінного обладнання залежить від якості води, що надходить, яка часто містить домішки, здатні призвести до утворення накипу та корозії. Застосування хімічних реагентів, таких як антискаланти та інгібітори корозії, є необхідною умовою для підтримки чистоти та продовження терміну служби обладнання, а також для підтримки теплопередачі на оптимальному рівні. Основними проблемами, які вирішуються за допомогою цих хімічних методів, є утворення відкладень та захист від корозії.

Основною проблемою в процесі експлуатації котлів-охолоджувачів є:

а) утворення накипу та сольових відкладень: котлова вода зазвичай містить іони кальцію та магнію, які при нагріванні осідають на стінках котлів та теплообмінників, формуючи тверді відкладення, що погіршують теплопередачу.

б) корозія: присутність кисню, вуглекислого газу та розчинених солей сприяє процесу корозії, руйнуючи внутрішні поверхні обладнання та зменшуючи термін його служби. Корозія може відбуватися як на поверхнях, що контактують із котловою водою, так і всередині трубопроводів системи.

Зазвичай для котлів використовують підготовлену знесолену воду, що проходить деаерацію термічну чи хімічну. Але цього недостатньо забезпечення захисту обладнання.

Антискаланти: хімічні методи боротьби з утворенням відкладень. Антискаланти – це спеціальні хімічні речовини, що запобігають утворенню твердих опадів та накипу на поверхнях котлів та

теплообмінників. Механізм дії: Антискаланти, зазвичай поліфосфати або полімерні сполуки, впливають на кристалічну структуру солей, запобігаючи їхньому осадженню на внутрішніх стінках обладнання. Ці речовини діють через пригнічення росту кристалів або шляхом диспергування частинок, утримуючи їх у зваженому стані.

Антискаланти за своїм походженням бувають двох видів:

– фосфатні антискаланти, які пов'язують іони кальцію та магнію, запобігаючи їх осадженню;

– полімерні антискаланти, сполуки поліакрилатів або полімалеїнатів, які впливають на центри кристалізації і забезпечують диспергування частинок, що зменшує адгезію відкладень.

Використання антискалантів приводить до зменшення відкладень накипу, дозволяючи знизити частоту зупинок обладнання на очищення та мінімізувати втрати теплопередачі.

Інгібітори корозії захищають обладнання від руйнування. Інгібітори корозії – речовини, що додаються до котлової води для уповільнення корозійних процесів на поверхні обладнання. Механізм дії: інгібітори утворюють захисний шар на поверхні металів, блокуючи доступ кисню та інших агресивних компонентів. Цей шар може бути фізичним, хімічним чи електрохімічним.

Типи інгібіторів корозії:

– аніонні інгібітори (наприклад, нітрити, фосфати): створюють захисну плівку та змінюють електростатичні властивості поверхні металу.

– катодні інгібітори (наприклад, цинкові сполуки): осідають на поверхні металів, створюючи бар'єр, який перешкоджає проникненню кисню.

– органічні інгібітори: сполуки на основі амінів та амінофосфатів, які створюють міцні органічні плівки, що захищають метал від окислення.

Застосування інгібіторів корозії дозволяє збільшити термін служби обладнання, скоротити витрати на ремонт та обслуговування, а також та знизити ризик аварій.

Зазвичай процес підготовки котлової води включає такі етапи:

1. Попередня фільтрація: Видалення зважених частинок, які можуть спричинити механічні пошкодження.

2. Підготовка живильної та котлової води: Пом'якшення та знесолення води з послідуною деаерацією.

3. Хімічна обробка: Введення антискалантів та інгібіторів корозії в залежності від складу води, концентрації розчинених солей та тиску, під яким працює обладнання.

Обов'язково має бути присутній контроль ефективності хімічної обробки води. Концентрація реагентів у колівій воді повинна знаходитися під постійним контролем, щоб забезпечити їх ефективність та запобігти можливим негативним наслідкам.

Виключення однієї із стадій приводить до порушень норм водно-хімічного режиму експлуатації котлів-утилізаторів, а як наслідок до передчасного виходу з ладу обкладання. Реагенти для хімічної обробки води включають в себе не тільки інгібітори корозії а й антискаланти які мають забезпечити протикорозійну та протинакипну дію як у воді барабану котлів так і у парі в паровому тракті.

Переваги комплексної обробки котлової води.

Економія на енерговитратах: Зниження відкладень та підвищення теплопередачі допомагають зменшити витрату палива.

Продовження терміну служби обладнання: Інгібітори корозії захищають обладнання від агресивного впливу води, що знижує витрати на його обслуговування та ремонт.

Підвищення ефективності системи: Чиста поверхня теплообміну дозволяє котлу працювати з максимальною продуктивністю.

Для котлів основного конденсатного гріючого обладнання (ОКГ) зазвичай застосовуються такі типи антискалантив, які допомагають запобігти утворенню накипу та опадів на внутрішніх поверхнях обладнання:

1. Фосфонатні антискаланти.

Типові речовини: Гідроксифосфонати та амінодиметиленфосфонати.

Переваги: Ефективні у твердій воді та стійкі при високих температурах. Утворюють слабозчинні комплекси із солями, утримуючи їх у зваженому стані.

2. Поліфосфатні антискаланти.

Типові речовини: Гексаметафосфати та триполіфосфати.

Дія: Руйнують кристалічну структуру солей кальцію та магнію, запобігаючи їх кристалізації та подальшому осадженню.

Переваги: Мають комплексоутворюючі властивості, що запобігає утворенню осаду навіть при помірних температурах і навантаженнях.

3. Полімерні антискаланти.

Типові речовини: Поліакрилати, полімалеїнати, сульфонатні та карбоксильні полімери.

Модифікують кристали солей і утримують їх у зваженому стані, перешкоджаючи адгезії на поверхнях.

Переваги: Особливо ефективні в умовах високого тиску та температури, коли потрібна стійкість до розпаду. Полімери збільшують дисперсію солей і здатні пов'язувати кілька типів солей одночасно.

4. Органофосфорні сполуки.

Типові речовини: Сполуки, що містять фосфонові та фосфокислоти.

Дія: Перешкоджають кристалізації та осадженню, ефективно інгібуючи зростання кристалів на поверхнях.

Переваги: Стійкі за високих температур і довговічні. Надають тривалий ефект при додаванні навіть у малих концентраціях.

5. Комплексні антискаланти (змішані препарати).

Склад: Комбінують кілька типів сполук, таких як поліфосфати, полімери та фосфонати.

Дія: Поєднують властивості кожного компонента для більш ефективного захисту від відкладень.

Переваги: Універсальні, забезпечують захист у різних температурних і хімічних умовах, особливо корисні в системах із якістю води, що змінюється.

Останнім часом, багато виробників розробляють свій унікальний склад реагентів – комплексних антискалантив, які забезпечують дотримання норм водно-хімічного режиму колів-утилізаторів та сприяють продовженню терміну експлуатації котлового обладнання.

Застосування антискалантив вибирається залежно від хімічного складу котлової води та умов експлуатації обладнання. Вибір конкретного препарату повинен ґрунтуватися на аналізі води та характеристиках системи, щоб досягти максимальної ефективності за мінімальних витрат.

Проводиться робота по підборі комплексного антискаланта та інгібітору корозії, який би забезпечив умови захисту внутрішніх поверхонь труб від солевідкладення та корозії у барабанах котлів та паровому тракті котлів-охолоджувачів ОКГ-БД-130.

## ВИСНОВОК

Комплексна хімічна обробка води котлів із застосуванням антискалантив та інгібіторів корозії є необхідною умовою для підтримки оптимальної роботи обладнання, економії ресурсів та продовження його терміну служби. Застосування сучасних хімічних реагентів дозволяє суттєво знизити утворення накипу та корозії, що, у свою чергу, допомагає скоротити витрати на обслуговування та підвищити загальну надійність системи.

## ОБРОБЛЕННЯ ЦИНКОВІСНИХ ВІДХОДІВ ЛУЖНИМИ РОЗЧИНАМИ

**ЖУЧЕНКО О. А.**, *магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

**ЧЕРНІЙ Т. С.**, *викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

**СТОЛЯРЕНКО Г. С.**, *д.т.н. професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

*Черкаський державний технологічний університет,*

Діяльність багатьох видів виробництв призводить до накопичення шламів, які містять з'єднання цинку. Їх зберігання у відвалах та шламосховищах завдає шкоди навколишньому середовищу, забруднюючи атмосферу, ґрунт і водні ресурси промислових міст. Таким чином, витяг цинку зі шламів є актуальною проблемою як з точки зору легкодоступної сировини для виготовлення мінеральних добрив для аграрних країн, так і для збільшення екологічної безпеки України.

В останні роки у зв'язку з утворенням і накопиченням значної кількості промислових відходів і необхідністю вирішення екологічних проблем зростає значення комплексної їхньої утилізації. Наприклад, лише на металургійних підприємствах України в заскладованих залізовмісних шламах міститься більше 50 тис. т цинку, ресурси якого щорічно можуть збільшуватися на 13 тис. т при повному освоєнні потужностей металургійних агрегатів. Крім того, в червоних шламах міститься 8,8 тис. т цинку. При цьому загальні ресурси цинку складають близько 74 тис. т. [1].

Рішення проблеми повної утилізації цинковмісних шламів можливо тільки при комплексному підході до їх переробки з одночасним підвищенням екологічної безпеки у різноманітних галузях промисловості. Це ставить питання про необхідність додаткових досліджень, спрямованих на вивчення фізико-хімічних властивостей відходів з визначенням їх металургійної цінності, а також поведінки їх в процесах вилучення цінних елементів.

Технологія гідрометалургійного вилуговування з витяганням цинку дозволить вирішити складну ресурсо-та енергозберігаючу проблему утилізації цінних відходів виробництва і підвищити екологічну безпеку виробництва металів.

Все це обумовлює актуальність подальших досліджень у цій області і реалізації результатів досліджень у практиці металургійного виробництва.

Предметом дослідження є шлам виробництва синтетичного волокна, що містить з'єднання цинку у вигляді сульфідів, силікатів, гідрокарбонатів та ін.

Метою дослідження визначено підбір оптимального екстрагента та умов ведення технологічного процесу для комплексної утилізації цинковмісного шламу з отриманням готового продукту у вигляді добрива.

Основні завдання дослідження:

- ✓ дослідження впливу різних розчинників на шлам з метою максимального витягання іонів цинку у робочий розчин методом гідрометалургії, а саме вилуговування;
- ✓ підбір оптимальних умов процесу вилуговування шламу;
- ✓ розрахунок теоретичного виходу цинку при оптимальних умовах ведення процесу;
- ✓ порівняння теоретичного та практичного виходу йонів цинку у робочий розчин після лабораторних досліджень;
- ✓ розробка лабораторної установки для вилуговування шламу;
- ✓ представлення технологічної схеми для промислових масштабів з отриманням готового продукту у вигляді мінерального добрива.

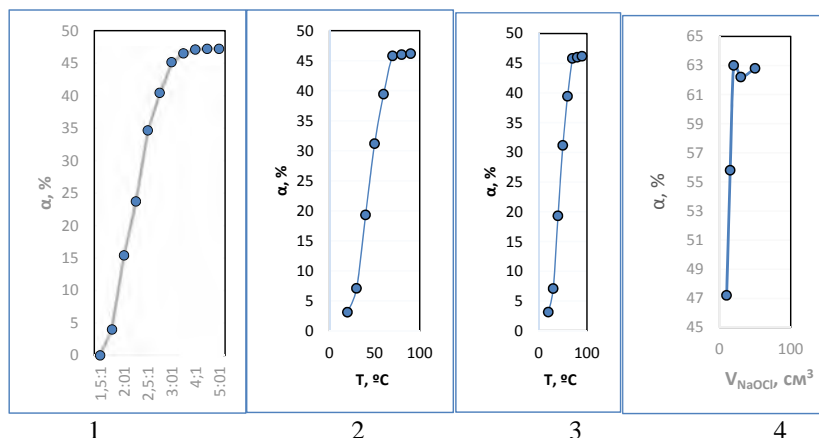
Основними критеріями для досягнення оптимальних умов ведення стадії отримання робочого цинковмісного розчину є наступні показники ведення процесу:

- Співвідношення твердої та рідкої фаз;
- Температура ведення процесу;
- Концентрація агенту екстрагування;
- Наявність перемішування;

Згідно цих умов були проведені лабораторні дослідження, результати яких представлені на рисунках 1–9.

Досліджено:

- 1 – Вплив об'єму NaOH 20% на ступінь вилуговування  $\alpha$ .
- 2 – Вплив температури T на ступінь вилуговування йонів цинку  $\alpha$ .
- 3 – Вплив часу на ступінь вилуговування йонів  $Zn^{2+}$ .
- 4 – Графічна залежність ступеня вилуговування  $Zn^{2+}$  від об'єму NaOCl.



Рисунки 1, 2, 3, 4

Згідно результатів досліджень, найбільший вихід іонів Цинку спостерігається від дози гіпохлориту цинку – 20 см<sup>3</sup> та співвідношенні NaOH:NaOCl як 5:1 при концентрації лугу 28–30%, при температурі 70 °С, співвідношенням фаз Р:Т, як 4:1, час вилуговування – 45 хв. Зростання виходу іонів Цинку досягав 60-70% при обробці пульпи окисненим газовим потоком.

При визначенні впливу часу на процес до шламу додавався луг у постійному відношенні; час вилуговування був в межах від 10 хвилин до 70 хвилин. Концентрація лугу складала 20%, температура процесу – 70 °С.

Вплив часу на ступінь вилуговування іонів Zn<sup>2+</sup> надано в таблиці 1 та рис. 5.

Таблиця 1 – Вплив часу на ступінь вилуговування іонів Zn<sup>2+</sup>

Концентрація NaOH = 20 %							
Температура = 70 °С							
Час, хв	10	20	30	40	50	60	70
Ступінь вилуговування, %	10,6	19,5	36,7	45,78	46,28	46,35	46,39

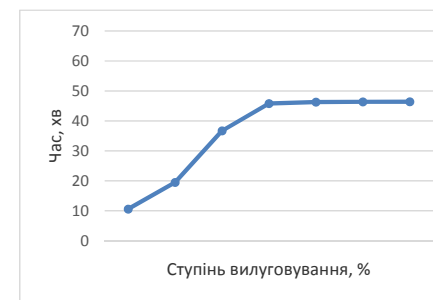


Рисунок 5 – Вплив часу на ступінь вилуговування іонів Zn<sup>2+</sup>

Біля границі розділу фаз існує дифузійний шар рідини через який в результаті молекулярної і конвективної дифузії розчинні речовини проникають в масу розчину, а розчинник до розчинної твердої поверхні. Підвищення температури в більшості випадків є ефективним засобом прискорення розчинення, допомагає зниженню в'язкості розчину і, відповідно, зменшенню товщини дифузійного шару і його опору масопередачі.

Дослідження проводилися в діапазоні від 20 °С до 90 °С

Залежність ступеня вилуговування іонів Zn<sup>2+</sup> від температури представлено в табл. 2 та на рисунку 6.

Таблиця 2 – Залежність ступеня вилуговування іонів Zn<sup>2+</sup> від температури

Температура, °С	20	30	40	50	60	70	80	90
Ступінь вилуговування Zn <sup>2+</sup> , %	3,16	6,96	18,37	32,17	40,43	45,63	45,98	46,12

За дослідними даними встановлено, що оптимальною є температура 70°С, оскільки при подальшому збільшенні температури масовий вміст цинку збільшується незначно.

Отримали графічну залежність, яка представлена на рис. 6.



Рисунок 6 – Вплив температури Т на ступінь вилуговування йонів цинку α

На рис. 7 представлена графічна залежність ступеня вилучення іонів цинку після першої стадії – обробка цинку лугом з використанням механічного перемішування та барботажу.

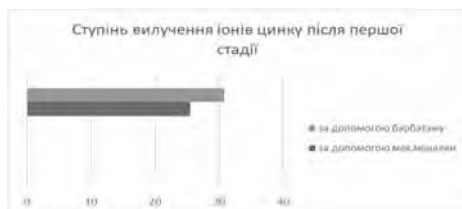


Рисунок 7 – Ступінь вилучення іонів цинку після першої стадії при обробці лугом з використанням механічного перемішування чи барботажу

На рис. 8 представлена графічна залежність ступеня вилучення іонів цинку після другої стадії – обробка цинку нітратної кислотою з використанням механічного перемішування та барботажу.

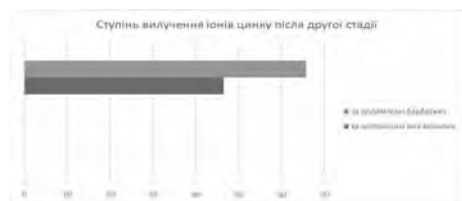


Рисунок 8 – Ступінь вилучення іонів цинку після другої стадії при обробці лугом з використанням механічного перемішування чи барботажу

На рис. 9 представлена графічна залежність ступеня вилучення іонів з використанням механічного перемішування та барботажу.

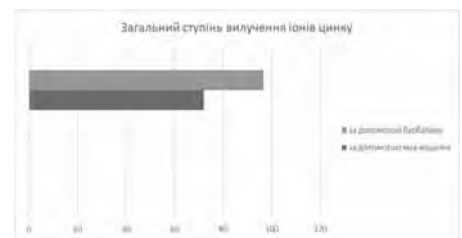


Рисунок 9 – Загальний ступінь вилучення іонів цинку з використанням механічного перемішування чи барботажу

Отже, можна зробити висновок, що використання барботажу збільшує поверхню контакту фаз, що призводить до більш ефективного вилучення іонів цинку.

## ДОСЛІДЖЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ПІДЖИВЛЕННЯ КАРБОНОВМІСНИХ РЕЧОВИН НА РОБОТУ БІОФІЛЬТРІВ ОЧИЩЕННЯ ПРОМИСЛОВИХ СТІЧНИХ ВОД

**КАМ'ЯНЕЦЬКА Д. А.**, *магістр кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

**СТОЛЯРЕНКО Г. С.**, *д.т.н., професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

*Черкаський державний технологічний університет*

Проведено дослідження визначення ефективності компонентів підживлення карбоновмісними сполукам життєдіяльності мікроорганізмів, які потрібні в процесі очищення промислових стічних вод, від сполуки зв'язаного азоту в установках нітрифікації та денітрифікації.

Мета полягала у дослідженні визначення дози підживлюючого агенту, концентрації компонентів підживлення агентів та ефективності очищення в процесі нітрифікації та денітрифікації.

Органічні забруднення господарсько-побутових стічних вод видаляються біологічними методами у аеробних або анаеробних процесах.

Біологічне очищення стічної води ґрунтується на використанні активного мулу – специфічної спільноти мікроорганізмів, в процесі життєдіяльності якої відбувається адсорбція і ферментативний розклад органічних речовин, а також перетворення органічних і мінеральних речовин у біомасу або різноманітні метаболіти. Біологічним агентом будь-якої технології аеробного біологічного очищення міських стічних вод є активний мул – складний динамічний біоценоз мікроорганізмів, за допомогою яких здійснюється ефективне видалення із стічних вод та окиснення органічних речовин різного ступеня дисперсності: завислих частинок, колоїдних речовин, молекулярно- розчинених речовин, які містяться у стічних водах за показником БСК<sub>повн</sub>, з утворенням мінеральних сполук – газів (CO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub> тощо), та простих неорганічних сполук (солей амонію, гідрокарбонатів, сульфатів, нітратів тощо). У результаті утворюється очищена стічна вода з показником БСК<sub>повн</sub> при повному біологічному очищенні – 15-20 мг/дм<sup>3</sup>, і приростає біомаса активного мулу – утворюється надлишковий активний мул.



## РЕСУРСОЩАДНА КАТАЛІТИЧНА ТЕХНОЛОГІЯ ОКИСНЕННЯ АМОНІАКУ ДО НІТРОГЕНУ (II) ОКСИДУ

**КИРИЧЕНКО В. Є.**, магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.  
**ВЯЗОВИК В. М.**, д.т.н., професор кафедри хімічних технологій та водоочищення.

*Черкаський державний технологічний університет*

Серед найважливіших завдань, поставлених хімічною промисловістю, особливе місце посідає інтенсифікація виробництв при забезпеченні екологічної безпеки. Це завдання не може бути вирішено без розробки та впровадження нових матеріалів і технологій.

У даний час, переважна більшість хіміко-технологічних процесів безпосередньо пов'язана з використанням тією чи іншою мірою гетерогенного каталізу. Якість та асортимент гетерогенних катализаторів значною мірою визначають рівень матеріальних, енергетичних та капітальних витрат, екологію виробництва, принципіву новизну та конкурентоспроможність технологій. Каталітичні процеси у технології оксидів Нітрогену (I, II) і нітратної кислоти та підбір селективних термостійких катализаторів є предметом експериментальних та теоретичних досліджень, як в Україні, так і за її межами.

Основною метою даного дослідження є розробка енерго- та ресурсозберігаючих технологій окиснення амоніаку до NO, обґрунтування оптимальних технологічних режимів і реакторів для їх здійснення, інтенсифікація технології виробництва нітратної кислоти.

Для досягнення поставленою мети необхідно було вирішити наступні основні завдання:

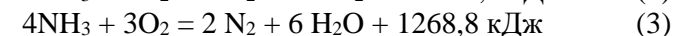
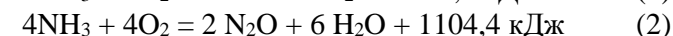
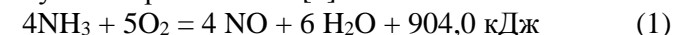
- визначити вплив платинового катализатора на процес окиснення амоніаку до NO;
- визначити залежності окиснення амоніаку до NO при різних умовах процесу, а саме температурі, лінійній швидкості газової суміші.

У даний час єдиним промисловим способом отримання HNO<sub>3</sub> є каталітичне окиснення NH<sub>3</sub> киснем повітря з наступним поглинанням отриманих оксидів Нітрогену водою. Стадія конверсії NH<sub>3</sub> багато в чому визначає показники всього виробництва HNO<sub>3</sub>. Від умов та якості її проведення залежать видаткові коефіцієнти по NH<sub>3</sub>,

вкладення та втрати платинового катализатора та, у визначеному ступеню, енергетичні можливості технологічних схем. Тому дослідження процесу каталітичного окиснення NH<sub>3</sub> не припиняються з початку організації виробництва HNO<sub>3</sub> та оксидів Нітрогену і до теперішнього часу.

У даний час в Україні в експлуатації знаходяться три типи установок виробництва неконцентрованої нітратної кислоти, а саме: комбінована схема з конверсією амоніаку під атмосферним тиском, абсорбцією під тиском 0,35 МПа та одиничної потужністю 135 т/добу; схема під єдиним тиском 0,73 МПа одиничної потужністю 360 т/добу ( агрегати УКЛ); комбінована схема з тиском в конверсії 0,4 МПа і абсорбцією 1,1 МПа, одиничною потужністю 1200 т/добу.

Каталітичне окиснення NH<sub>3</sub> є складним процесом, який описується наступними рівняннями [1]:



Крім основних реакцій (1–3), залежно від умов окиснення амоніаку, можуть протікати реакції взаємодії оксиду Нітрогену з амоніаком, розкладання оксиду Нітрогену та термічного розкладання амоніаку, що призводять до утворення молекулярного Нітрогену. Платина виявляє дуже високу каталітичну активність в реакції (1), забезпечуючи при 873–1173 К високий вихід NO до 99% при часі контакту близько 1,0·10<sup>-4</sup>с. Застосовуються в основному каталізаторні сітки ( ткані та в'язані ) з шести базових сплавів: Pt/Rh - 95/5; Pt/Rh - 92/8; Pt/Rh - 90/10; Pt/Rh/Pd – 90/5/5; Pt/Rh/Pd – 81/16/3; Pt/Rh/Pd/Ru – 81/15/3,5/0,5 діаметром 60, 76 та 90 мкм.

На рис.1 представлена схема механізму реакції окиснення амоніаку на платиновому катализаторі.

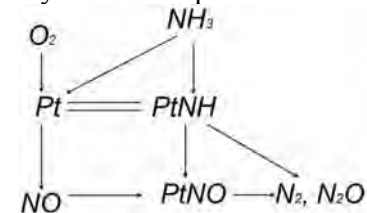


Рисунок 1 – Схема механізму реакції окиснення амоніаку на платиновому катализаторі [2]

Для досліджень процесу окиснення амоніаку була використана конструкція контактного апарату трубчастого типу, який складається з п'ять по колу розміщених контактних трубок довжиною 0,1 м та діаметром  $5 \cdot 10^{-3}$  м. В середині трубки міститься каталізатор – платиноїдна сітка, яка згорнута в трубку. Під контактними трубками знаходиться кошик для оксидного каталізатору, який використовується для виміру температури і для цього в ньому передбачена термопара. Ам'ячно-киснева суміш надходить до каталізатору у верхню частину контактної апарату. Для розпалювання каталізатору та підтримки необхідного температурного режиму корпус та нижня частина реактора обігріваються електронагрівачем.

Експериментальні дослідження проводилися на платиноїдному каталізаторі (для порівняння), потім на двоступінчастому каталізаторі – сітка, згорнута в трубку та на розробленому каталізаторі Zr-Fe-Mn-Bi-O або Co-Zr-Cr-Li-O (неплатиновий каталізатор).

Отримані дані показують, що високий вихід NO (~97,0%) на контактній трубці діаметром 0,006 м спостерігається при її довжині 0,25 м, напруженості 300 кг NH<sub>3</sub>/(м<sup>2</sup>Pt добу), лінійної швидкості 1,5-2,0 м/с (висота шару неплатинового каталізатору не змінювалася) [3].

Залежність ступеня конверсії до NO від лінійної швидкості газу досліджували на платиноїдних сітчастих трубках діаметром  $d = 0,006$  м при різній довжині 0,15 м, 0,25 м, 0,4 м, а також у трубках довжиною 0,25 м при різних діаметрах 0,004 м, 0,006 м та 0,009 м на двоступінчастому каталізаторі (II ступінь – шар Zr-Fe-Mn-Bi-O). Було встановлено, що  $\alpha_{NO} = 96,0\%$  при оптимальній довжині трубки 0,25 м та діаметрі трубки 0,006 м,  $T = 1123$  К, спостерігається при 350 кг NH<sub>3</sub>/(м<sup>2</sup>Pt · добу) та лінійній швидкості 2 м/с.

При збільшенні лінійної швидкості газу в трубчастому контактному елементі спостерігається зниження ступеня окиснення NH<sub>3</sub> до NO. При лінійній швидкості газу 0,75-2,0 м/с максимальна температура на каталізаторі 1130 К спостерігається у верхній половині трубки, нижня працює при меншій температурі, причому різниця температур досягає 80-100 градусів. Це свідчить про те, що окиснення NH<sub>3</sub> до NO відбувається в основному у верхній частині відразу після надходження газу на каталізатор. Збільшення лінійної швидкості газу викликає зміщення гарячої зони каталізатора, різниця температур складає ~ 60-80 К. [4].

Ймовірність протікання побічної реакції окиснення NH<sub>3</sub> до N<sub>2</sub> у верхній холодній частині трубки росте. Збільшення лінійної швидкості газу веде до зменшення працюючої поверхні каталізатора за рахунок збільшення його холодної частини. Час контакту газової суміші у зоні реакції зменшується та спостерігається проскок NH<sub>3</sub> з наступною взаємодією його в об'ємі з каталізатором та утворення N<sub>2</sub>O – потужного парникового газу. Окиснення концентрованих ам'ячно-кисневих сумішей у наших дослідженнях не призводило до зростання температури вище 1130-1170 К, більше того, процес здійснювався із зовнішнім обігрівом. Час перебування в сітчастих трубках платинового каталізатору становив  $2 \cdot 10^{-2}$  секунди, що на два порядки більше, ніж при окисненні ам'ячно-кисневої суміші на сітках з платиновим каталізатором, розташованих перпендикулярно до газового потоку, що могло б сприяти протіканню реакцій, які призводять до десорбції Нітрогену. Однак в таких умовах  $\alpha_{NO} = 96-97\%$ . Отже, швидкість побічних реакцій значно нижче швидкості основної реакції – окиснення NH<sub>3</sub> до NO. Наявність у газі надлишку кисню пригнічує побічну реакцію взаємодії NH<sub>3</sub> з NO при 1130 К.

Було проведено дослідження впливу співвідношення O<sub>2</sub>:NH<sub>3</sub> на ступінь конверсії NH<sub>3</sub> при окисненні концентрованих стехіометричних ам'ячно-кисневих сумішей. Результати досліджень показують, що при кожній температурі контакту відповідає певне оптимальне значення O<sub>2</sub>:NH<sub>3</sub>, оскільки з підвищенням температури контакту збільшується швидкість дифузії NH<sub>3</sub> до поверхні каталізатора. При значеннях O<sub>2</sub>:NH<sub>3</sub> вище оптимального, вся поверхня каталізатора покрита киснем і швидкість процесу лімітується дифузійною NH<sub>3</sub> до поверхні каталізатора. Ам'як взаємодіє з адсорбованим киснем з утворенням NO. При співвідношенні O<sub>2</sub>:NH<sub>3</sub> нижче оптимального, що лімітується стадією процесу буде дифузія кисню до поверхні і окиснення NH<sub>3</sub> відбувається з утворенням N<sub>2</sub> і N<sub>2</sub>O.

Співвідношення O<sub>2</sub>:NH<sub>3</sub> = 1,8 при NH<sub>3</sub> - 35 об. % та лінійній швидкості газу 1,5 м/с. З підвищенням температури від 870 до 1270 К у трубці довжиною 0,1 м  $\alpha_{NO}$  збільшується від 88 до 94%, а в трубці довжиною 0,3 м від 89 до 97%. З підвищенням температури збільшується швидкість адсорбції кисню на поверхні каталізатора, отже, збільшується частка поверхні каталізатора, покритої адсорбованим киснем і вихід NO зростає.

## Висновки

1. При інтенсифікації технології отримання  $\text{HNO}_3$  в агрегаті УКЛ-7 збагачення повітря Оксигеном до 23 об. % та підвищенням вмісту амоніаку до 11,5 об. % дозволяє підняти продуктивність агрегату на 1 т/годину  $\text{HNO}_3$  на кожні 800  $\text{м}^3$ /година  $\text{O}_2$ , покращити процес абсорбції оксидів Нітрогену, знизити зміст  $\text{NO}_x$  у вихлопних газах на 20%.

2. Для запобігання вибуху аміачно-кисневої суміші запропоновано процес проводити при лінійних швидкостях вище швидкості поширення полум'я (0,8-3 м/с) з додаванням 10-15 об. % пари води. Максимальна значення  $\alpha_{\text{NO}} = 96\%$  отримано для трубки  $d = 0,005$  м,  $L_{\text{тр}} = 0,3$  м, лінійній швидкості 2,0-2,5 м/с та напруженості 450 кг  $\text{NH}_3/(\text{м}^2 \text{ добу})$ .

3. З підвищенням температури збільшується швидкість адсорбції кисню на поверхні каталізатора, отже, збільшується частка поверхні каталізатора, яка покрита адсорбованим киснем і вихід  $\text{NO}$  зростає.

## Література

1. Zeng Y. F. Structure sensitivity of ammonia oxidation over platinum / Y. F. Zeng, R. Imbihl. // Journal of Catalysis. – 2009. – V. 261, № 2. – P. 129–136.
2. Petryk J. Cobalt oxide catalyst for ammonia oxidation activated with cerium and lanthanum / J. Petryk, E. Kolakowska // Applied Catalysis B: Environmental. – 2000. – V. 24, № 2. – P. 121–128.
3. De Beer J. Economic Evaluation of Carbon Dioxide and Nitrous Oxide Emission Reductions in Industry in the EU / De Beer J., Phylipsen D., Bates J. / Study for DG Environment, European Commission by Ecofys Energy and Environment. – Athens : National Technical University of Athens, 2001. – 82 p.
4. Технологія зв'язаного азоту / Товажнянський Л. Л., Лобойко А. Я., Гринь Г. І. ; за ред. А. Я. Лобойко. – Харьков : НТУ „ХПІ”, 2007. – 536 с.

## ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД ФАРМАЦЕВТИЧНОГО ПІДПРИЄМСТВА

**КОРЖИК К. С.**, магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.  
**СТОЛЯРЕНКО Г. С.**, д.т.н. професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

*Черкаський державний технологічний університет*

Стічні води дуже забруднені. У них накопичуються речовини органічного і мінерального походження а також важкі метали, видалення яких з кожним днем стає все складніше і дорожче. Тому любі дослідження, що направлені на скорочення токсичних і хімічно – шкідливих інгредієнтів в промислових стоках і в природній воді є дуже актуальними і виправдовують свої затрати.

Серед багатьох методів обробки води важливе місце займають електрохімічні методи. Використання їх для очистки природних і стічних вод дозволяє відмовитися від використання хімічних реагентів, виключити ріст водної фази, отримати необхідні реагенти безпосередньо з води, що обробляється.

Метою роботи являється вибір та обґрунтування ефективної технології очищення стічних вод для зниження вмісту солей твердості, важких металів та інших мікроелементів і бактеріальних домішок мінерального, органічного та бактеріального походження для покращення показників якості водних об'єктів та зменшення впливу цих речовин на навколишнє середовище.

Для цього використовують процеси анодного окислення та катодного відновлення, електроактивації. Такі процеси протікають на електродах при пропусканні крізь стічну воду постійного електричного струму в електролізерах. В якості електродів при цьому використовують графіт або інші електролітично нерозчинні матеріали.

Електрохімічна активація води, це короточасний її стан, коли катодні й анодні процеси електролізу не встигли нейтралізуватися в об'ємі електроліту. На катоді при цьому спостерігається градієнт концентрації гідроксильних іонів, що виникає під впливом розряду.

При електроактивації утворюються розчинні продукти, а також газова і тверда фаза. Утворення рідкої фази відбувається рідко і тільки в відповідних умовах. Розчинні продукти електролізу

змінюють протолітичні і окисно-відновні властивості розчину, газова і тверда фаза забезпечує такі зміни в значно меншій мірі.

Зміни рН обумовлено в основному розрядом молекул води на електродах,  $E_h$  – розрядом іонів, що присутні в воді або за рахунок продуктів розчинення анодів. Особливість і переваги електрохімічних процесів при зміні рН та  $E_h$  – можливість створення цих процесів як на границі розчин – електрод (катод, анод), так і в об'ємі електроліту за рахунок утворення продуктів електроактивації. При цьому можна досягнути високої вибіркової процесу розділенням продуктів електродних реакцій або в об'ємі води, що обробляється. Використовуючи приведену класифікацію основних процесів, що про протікають в електрохімічних реакторах, неважко виділити основні з них, що визначають зміну рН та  $E_h$ . Напрямок протікання цих процесів визначається електрохімічними параметрами електроактивації, конструкцією електроактиватора, матеріалом електродів тощо.

Загальний солеміст в розчинах визначається кондуктометричним методом. Цей електрохімічний метод аналізу, заснований на вимірюванні електричної провідності розчинів. Він є неселективним кількісним методом аналізу. Для кондуктометрії характерні широкий частотний діапазон зондуючого електро-магнітного поля, робота в широкому інтервалі температур, великий діапазон вимірюваної УЕП. Ці властивості дозволяють широко використовувати кондуктометричний метод в задачах контролю речовин, матеріалів і виробів.

При розчиненні в воді електроліту він дисоціює з утворенням іонів, отже, концентрація носіїв зарядів у воді збільшується, що призводить до зменшення її електричного опору і збільшення УЕП. Звідси випливають два обмеження кондуктометричного методу – аналіз тільки розчинів електролітів і невибірковість методу. Хоча, наприклад, при контролі забруднення стічних вод цей недолік перетворюється на перевагу.

У кондуктометричних методах аналізу параметрами, що вимірюються, є питома електрична провідність ( $\chi$ ,  $\chi_i$ ) або електрична провідність ( $W$ ), виміряна при незмінній константі електролітичної комірки ( $l/S$ ), які залежить тільки від складу розчину електроліту. Аналітичний сигнал кондуктометрії ( $W$  або  $\chi$ ) є одномірним і неселективним, його величина залежить від природи і концентрації

всіх іонів, які знаходяться в розчині. Тому якісний аналіз цим методом проводити не можна.

Класифікація електродів досить складна й об'ємна, і є частиною класифікації установок для електрохімічної активації.

До матеріалу електрода, незалежно від його конструкції, висувається ряд загальних вимог:

- ✓ матеріал для виготовлення електрода повинен мати гарну електропровідність, високу каталітичну активність та селективність стосовно цільової електрохімічної реакції;

- ✓ матеріал електрода повинен мати достатню механічну міцність, зберігати свої первісні властивості при тривалій експлуатації;

- ✓ мати найбільш низьку вартість, бути недефіцитним;

- ✓ розташування й форма електродів повинні забезпечувати рівномірний розподіл густини струму.

При використанні електроактиватора в харчовій промисловості, висувається додаткова вимога: основний електрод повинен бути інертним, тобто нерозчинним у продукті при підведенні до нього напруги. У протилежному випадку окисли важких металів й їхні солі можуть виявитися в продукті. До того ж матеріал основного електрода повинен бути допущений міністерством охорони здоров'я України до застосування в харчовій промисловості.

Перегородки, що розділяють порожнину електроактиватора на анодну й катодну зону, розділяються на діафрагми, мембрани й об'ємно-проникний елемент.

В електрохімічно-активованій воді відбувається значна зміна структурних складових між іонної енергетичної взаємодії, концентрація іонів  $H^+$  на катодах змінюється за рахунок зміни коефіцієнтів активності, але не концентрації. На катоді відбувається взаємодія  $Ca^+$  та  $Mg^+$  з  $OH^-$ . Гідроксиди що утворилися сорбують органічні сполуки та співосаджують важкі метали. На аноді в присутності іонів  $Cl^-$  протікають процеси утворення іонів активного хлору ( $ClO^-$ ). Активний хлор окиснює органічні сполуки, які осідають. На  $Fe(OH)_3$ , який утворюється із залізного аноду, в процесі уніполярного електрохімічного впливу на стічні води, досягається високий ступінь очищення води і демінералізації.

Захист водних ресурсів від виснаження і забруднення, їх раціональне використання для потреб народного господарства – одна з найбільш важливих проблем, що вимагають невідкладного рішення.

На мою думку одним з основних напрямів роботи з охорони водних ресурсів є впровадження нових технологічних процесів виробництва, перехід на замкнені цикли водопостачання, де очищені стічні води не скидаються, а повторно використовуються в технологічних процесах. Замкнені цикли промислового водопостачання дадуть можливість повністю ліквідувати скидання стічних вод в поверхневі водоймища, а свіжу воду використовувати для поповнення безповоротних втрат.

У хімічній промисловості заплановано більш широке впровадження маловідходних і безвідходних технологічних процесів, що дають найбільший екологічний ефект. Велика увага приділяється підвищенню ефективності очищення виробничих стічних вод.

Значно зменшити забрудненість води, що скидається підприємством, можна шляхом виділення з стічних вод цінних домішок, складність рішення цих задач на підприємствах хімічної промисловості полягає в різноманітті технологічних процесів і продуктів, що отримуються. Потрібно відмітити також, що основна кількість води в галузі витрачається на охолодження. Перехід від водяного охолодження до повітряного дозволить скоротити на 70–90 % витрати води в різних галузях промисловості. У зв'язку з цим надто важливими є розробка і впровадження високотехнологічного обладнання, що використовує мінімальну кількість води для охолодження.

Істотний вплив на підвищення водообігу може надати впровадження високоефективних методів очищення стічних вод, зокрема фізико-хімічних, одним з найбільш ефективних є застосування гідралічного кавітатора в комплексі з обробкою реагентами. Використання такого методу очищення виробничих стічних вод не залежить від токсичності присутніх домішок, що в порівнянні зі способом біохімічного очищення має істотне значення. Більш широке впровадження цього методу, як в поєднанні з біохімічним очищенням, так і окремо, може певною мірою вирішити ряд задач, пов'язаних з очищенням виробничих стічних вод.

У найближчій перспективі намічається впровадження мембранних методів для очищення стічних вод.

На реалізацію комплексу заходів з охорони водних ресурсів від забруднення і виснаження у всіх розвинених країнах виділяються асигнування, що досягають 2–4 % національного прибутку орієнтовно, на прикладі США, відносні витрати складають (8 %): охорона ат-

мосфери - 35,2 %, охорона водоймищ - 48,0 %, ліквідація твердих відходів - 15,0 %, зниження шуму - 0,7 %, інші - 1,1 %. Як видно з прикладу, велика частина витрат це витрати на охорону водоймищ. Витрати, пов'язані з отриманням коагулянтів і флокулянтів, частково можуть бути знижені за рахунок більш широкого використання для цих цілей відходів виробництва різних галузей промисловості, а також осадів, що утворюються при очищенні стічних вод, особливо – надмірного активного мулу, який можна використати в якості біофлокулянта.

Таким чином, охорона і раціональне використання водних ресурсів – це одна з основних ланок комплексної світової проблеми охорони природи.

## АДСОРБЦІЙНЕ ОЧИЩЕННЯ ПРОМИСЛОВИХ СТОКІВ ВІД ІОНІВ ВАЖКИХ МЕТАЛІВ НА ПРИКЛАДІ КУПРУМУ ТА ХРОМУ

**КОРЧЕВА С. Г.**, *магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.*  
**ВЯЗОВИК В. М.**, *д.т.н., професор кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

*Черкаський державний технологічний університет*

Серед значної кількості хімічних елементів у періодичній системі виділяють групу елементів – важких металів, атомна маса яких перевищує п'ятдесят атомних одиниць. До них належить понад сорок металів, серед яких: Cu, Cr, Zn, Fe, Ni, Mn, Co, Mo, Cd, Sn, Hg, Pb, V, Bi, As та інші. Багато з них, окрім Hg, Pb, As та Bi, мають не лише негативний, а й позитивний вплив на організм людини. Вони входять до складу речовин (вітамінів, гормонів, ферментів тощо), які беруть участь у біологічних процесах і необхідні для життєдіяльності живих організмів.

Антропогенними джерелами забруднення навколишнього середовища іонами важких металів є стічні води, які без належного очищення потрапляють у природні водойми з підприємств різних галузей промисловості. Велика частина утворених стічних вод належить важкій промисловості, невід'ємною складовою частиною якої є гальванічне виробництво.

У виробництво надходить тисячі тонн важких металів: Zn – 3300 т, Ni – 2400 т, Cr – 500 т та ін. Важкі метали, окрім біоаккумуляції та біомагніфікації, порушують гідрологічний режим водних об'єктів, створюючи несприятливі умови існування гідробіонтів.

Використання природних цеолітів для адсорбції важких металів дозволяє не лише очищувати стічну воду, а й модифікує її, дозволяючи використання для адсорбції інших шкідливих забруднювачів.

Враховуючи вище наведене, актуальним є дослідження статистики, кінетики та динаміки поглинання окремих компонентів стічних вод та їх сумішей на природному цеоліті (структури клиноптилоліту).

Тому, метою даної роботи є підвищення екологічної безпеки водних об'єктів шляхом очищення стічних вод важкими металами, на прикладі сполук Купруму та Хрому, за допомогою природних сорбентів.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити наступні завдання:

- дослідити гранулометричний склад природного цеоліту; визначити середньостатистичний діаметр зерен адсорбенту;

- встановити адсорбційну ємність природного цеоліту щодо іонів Купруму та Хрому у катіонній та аніонній воді:

- дослідити динаміку поглинання окремих катіонів важких металів у нерухомому шарі цеоліту та їх сумісне поглинання.

З метою очищення стічних вод використовуються різні види сорбентів, зокрема сорбенти природного походження через їх дешевизну, можливість використання чи регенерацію, високі сорбційні властивості, можливість модифікації, що збільшує сорбційну активність речовини. До таких сорбентів належать природні цеоліти, які за походженням є алюмосилікатними мінералами вулканічного походження і у своєму складі містять оксиди металів та лужноземельні метали. До цієї групи належать клиноптилоліт та хабазит, які значно відрізняються між собою за хімічним складом і топологією структури.

Природний цеоліт належить до речовин вулканічного походження і відноситься до групи алюмосилікатів. З мінералогічної точки зору та топологічної структури основою цеоліту Сокирницького родовища Закарпаття є клиноптилоліт.

Клиноптилоліт відноситься до групи цеолітів, які є мікропористими алюмосилікатними мінералами і використовуються як адсорбенти. Структура клиноптилоліту шарувата (листоподібна).

Залишаючись справжнім каркасним силікатом, де кожен Оксиген зв'язаний з іоном Si чи Al (у співвідношенні  $[(Al+Si)/O = 1/2]$ ), він має листоподібну структурну організацію. Листи зв'язані один з одним кількома зв'язками, які досить широко віддалені один від одного. Листи містять відкриті кільця почергово із вісьмома та десятима сторонами. Ці кільця складаються у стоси одне на інше від листа до листа, формуючи канали крізь кристалічну структуру.

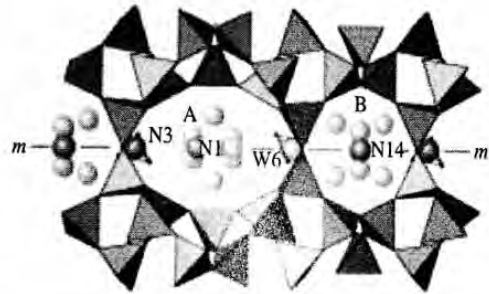


Рисунок 1 – Структура природного цеоліту типу клиноптилоліт [1]

Характерною особливістю цеолітів є однорідна структура міжкристалічного пористого простору з вікнами точно визначеного розміру. Наприклад, діаметр каналів для клиноптилоліту дорівнює 0,38x0,62 нм, а вільний внутрішньо-кристалічний об'єм сорбенту становить 0,34 нм від загального об'єму цеоліту. Розмір каналів визначає розмір молекул чи іонів, що можуть пройти крізь ці канали, тому цеоліт вважають хімічним ситом, дозволяючи одним іонам проходити наскрізь, в той же час блокуючи інші.

Хімічний склад цеоліту, поданий у літературі [1], містить наступні компоненти (мас. ч.): SiO<sub>2</sub> – 70,21; Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> – 12,27; Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> – 1,2; FeO – 0,55; TiO<sub>2</sub> – 0,14; MnO – 0,073; K<sub>2</sub>O – 3,05; Na<sub>2</sub>O – 1,77; CaO + MgO – 10,604. [2]

Основним елементом цеолітового скелету є тетраедр, у центрі якого є атоми Алюмінію чи Силіцію, навколо яких розміщено чотири атоми Оксигену. Таке розміщення створює від'ємний заряд, який компенсується одновалентними чи двовалентними катіонами лужних чи лужноземельних металів. Важливим показником є співвідношення SiO<sub>2</sub> до Al, яке згідно літературних даних становить 4,25 – 5,25.

Для проведення даного дослідження наважка мідного купоросу CuSO<sub>4</sub>·5H<sub>2</sub>O масою 3,93 г і хром (III) нітрату Cr(NO<sub>3</sub>)<sub>3</sub>·4,58 г вносились у колбу об'ємом 1 дм<sup>3</sup>. Солі розчинялись у дистильованій воді. Вміст ретельно перемішувався до повного розчинення. розчин доводився до об'єму 1 дм<sup>3</sup>. В готовому розчині співвідношення масових кількостей іонів Купруму та Хрому складало 1:1.

З приготованого розчину відбирались 8 проб об'ємом: 2 см<sup>3</sup>, 10 см<sup>3</sup>, 20 см<sup>3</sup>, 40 см<sup>3</sup>, 80 см<sup>3</sup>, 120 см<sup>3</sup>, 160 см<sup>3</sup>, 200 см<sup>3</sup>, і вносились у мірні колби об'ємом 200 см<sup>3</sup>.

Вміст кожної з проб доводився дистильованою водою до мітки, у ємність вносилися наважка природного цеоліту масою 2 г. Вміст кожної з проб перемішувався і закривався кришкою для настоювання впродовж трьох діб у термостаті за температури 20±0,5 °С.

Через три доби розчин відфільтровувався, а цеоліт висушувався до постійної маси.

Визначено статичні активності та побудовано ізотерми адсорбції для іонів Купруму та Хрому, а також їх сумісної присутності. Отримані залежності свідчать про високу селективність щодо іонів Купруму в області низьких концентрацій. До 0,01 г/дм<sup>3</sup> мінерал сорбує практично всі іони Купруму із модельних розчинів, що свідчить про його хемосорбцію. Згідно наших представлень, може утворюватись комплексна сіль M<sub>2</sub>[Cu(SO<sub>4</sub>)<sub>2</sub>·6H<sub>2</sub>O, де M<sub>2</sub> – лужні метали, які присутні у структурі клиноптилоліту. Концентрація в діапазоні 0,01-12 г/дм<sup>3</sup> є перехідною областю, де відбуваються реакції іонного обміну між іонами Cu<sup>2+</sup> та іонами Na<sup>+</sup> і K<sup>+</sup>. На ділянці, де C>4 г/дм<sup>3</sup> адсорбційна здатність зростає за рахунок іонного обміну з лужноземельними катіонами Ca<sup>2+</sup> та Mg<sup>2+</sup>. Наявність цих катіонів в розчині визначено якісним аналізом. При цьому значення рН модельного розчину має лужне середовище в порівнянні з вихідним розчином, що пов'язано із переходом у розчин іонів лужних і лужноземельних металів. Ізотерма сорбції описується рівнянням ізотерми Ленгмюра, яка для досліджуваної системи «Cu<sup>2+</sup> – цеоліт» має вигляд (1):

$$a^* = 0,035 \frac{0,0298C}{1+0,0298C} \quad (1)$$

Експериментально одержано залежність статичної активності природного цеоліту від концентрації іонів Хрому (VI) в розчині. За характером кривої, ізотерму можна віднести до ізотерми S-подібного виду, яка належить до ізотерми II типу, що свідчить про продовження адсорбції після утворення мономолекулярного адсорбційного шару. Утворення мономолекулярного шару (ділянка, де C<1,9 г/дм<sup>3</sup>) не компенсує повністю надлишкову поверхневу енергію. Зв'язування адсорбтиву адсорбентом продовжується й далі, що призводить до появи нових адсорбційних шарів.

Під час контакту клиноптилоліту з водним розчином, що містить іони Хрому (III), відбувається процес іонного обміну між катіоном  $\text{Cr}^{3+}$ , який знаходиться у водному розчині, та лужними й лужно-земельними катіонами  $\text{Na}^+$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ . Наявність цих катіонів в розчині визначено якісним аналізом.

Аналізуючи результати експериментальних досліджень сумісної адсорбції іонів Купруму та Хрому, встановлено, що іони Купруму значно краще поглинаються сорбентом порівняно з іонами Хрому. Незважаючи на однакову концентрацію іонів Хрому та Купруму у розчині, відбувається селективне вилучення  $\text{Cu}^{2+}$ . Як видно з результатів експериментальних досліджень, концентрація Купруму на поверхні сорбенту зростає від 0,628% масових за концентрації 0,01 г/дм<sup>3</sup> до 47,380% масових за концентрації 1 г/дм<sup>3</sup>.

Концентрація іонів Хрому на поверхні сорбента після адсорбції мало залежить від збільшення концентрації  $\text{Cr}^{3+}$  у вихідному розчині. Результати досліджень сумісної адсорбції іонів  $\text{Cu}^{2+}$  та  $\text{Cr}^{3+}$  вказують на можливість хроматографічного їх розділення, що прогнозує можливість їх подальшого використання.

#### Література

1. Petrus R. Kierunki zastosowań naturalnego zeolitu – klinoptylolitu / R. Petrus, J. Warchoń // Chem. Inż. Ekolog. – 2000. – 7(4). – s. 327-337
2. Гумницький Я.М. Зміна активності адсорбційних центрів цеолітів щодо  $\text{P}_2\text{O}_5$  в залежності від хімічного складу промислових стічних вод / Я. М. Гумницький, В. В. Сабадаш, Н. Ю. Цюник, О. В. Сидорчук // Вісн. Нац. ун-ту – Львівська політехніка: – Хімія, технологія речовин та їх застосування. – Львів, 2012. – №726. – С. 248-251.

## ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД, ЩО МІСТЯТЬ $\text{Cr(VI)}$ ТА $\text{Cu(II)}$ НА ЦЕОЛІТАХ

**КОСТІВ В. О.**, *магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.*  
**КЛИМЕНКО Т. В.**, *старший викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

*Черкаський державний технологічний університет*

Розглядається проблема забруднення стічних вод важкими металами внаслідок діяльності людини, яка вимагає пошуку нових ефективних і безпечних методів їх очищення. У промислових стічних водах зазвичай виявляється велика кількість домішок іонів важких металів. Найбільш небезпечні з них, це  $\text{Cu(II)}$  та  $\text{Cr(VI)}$ . Надходять дані метали в стічну воду через діяльність підприємств хімічної промисловості, металургії, машинобудування, чинбарства, медицини, косметології тощо. Отруєння цими металами трапляється не часто, але коли мова йде про хром, його тривале накопичення спричиняє ураження нирок, печінки; мідь викликає ураження травної системи, руйнує еритроцити та центральну нервову систему. Тому було проведено дослідження, по очищенню зразків стічних вод, що містили іони  $\text{Cu(II)}$  та  $\text{Cr(VI)}$ , цеолітами Сокирницького родовища. Всі дослідження проводились в ЧДТУ на кафедрі хімічних технологій та водоочищення. В ході досліджень в експериментальній установці фільтрувались модельні зразки стічної води, що містили іони  $\text{Cr(VI)}$  та  $\text{Cu(II)}$  відповідно з концентраціями 10 г/дм<sup>3</sup> та 5 г/дм<sup>3</sup>. Для очищення стічних вод від іонів  $\text{Cr(VI)}$  застосовувався цеоліт масою 80 грамів, а для іонів  $\text{Cu(II)}$  – масою 73,6 грамів. Графічні залежності ступенів очищення від іонів  $\text{Cr(VI)}$  та  $\text{Cu(II)}$  стічних вод від концентрацій і представлені на рисунках 1–2 відповідно.

Цеоліти мають адсорбційні та іонообмінні властивості, але як показали результати експерименту, в ході роботи проявлялися більш адсорбційні властивості. Так, при збільшенні об'єму відфільтрованої води від іонів  $\text{Cr(VI)}$  ступінь очищення зменшився від 17 до 1 %.

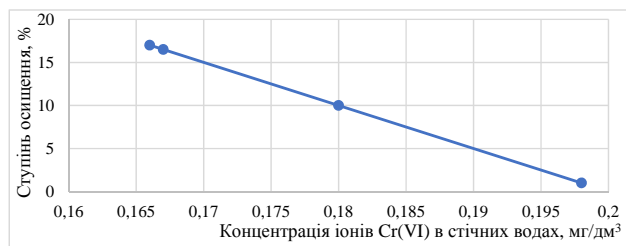


Рисунок 1 – Графічна залежність ступеня очищення від іонів Cr(VI) стічних вод від концентрації

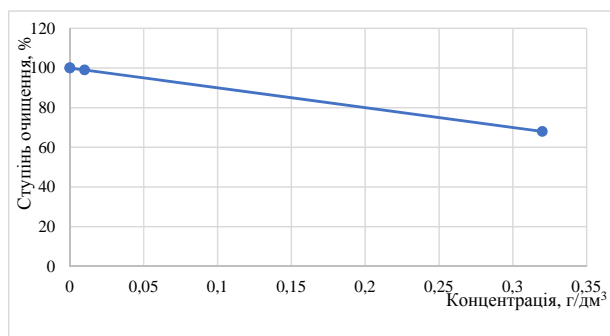


Рисунок 2 – Графічна залежність ступеня очищення від концентрації іонів Cu(II) в стічній воді

У випадку очищення стічної води від іонів Cu(II) ступінь очищення також зменшився зі 100 до 68 %. Дані досліджень вказують на те, що іони Cu(II) краще видаляються із стічних вод цеолітами за рахунок більшого діаметру іону.

Графічні залежності ступенів очищення від об'ємів очищеної стічної води, що містять іони Cr(VI) та Cu(II) представлені на рисунках 3–4 відповідно.

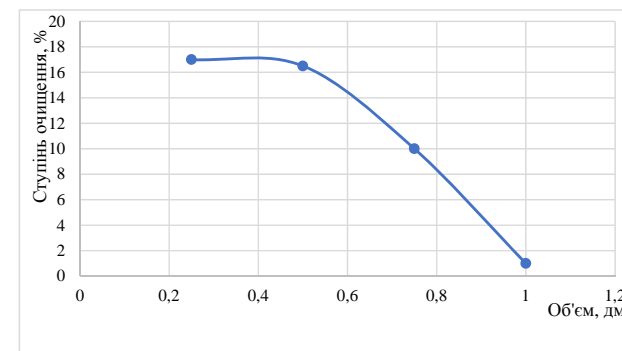


Рисунок 3 – Графічна залежність ступеня очищення від об'єму очищеної стічної води, що містить іони Cr(VI)

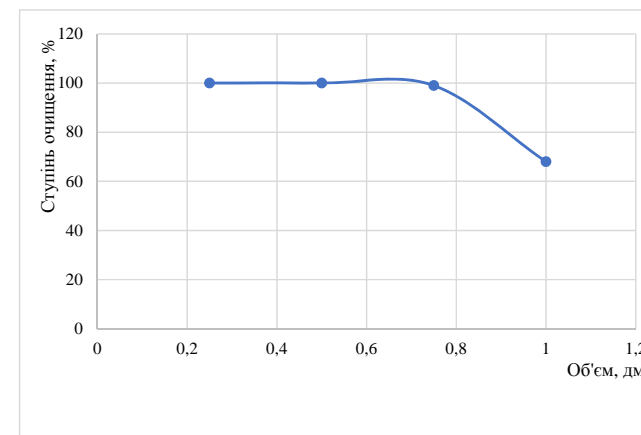


Рисунок 4 – Графічна залежність ступеня очищення від об'єму очищеної води, що містить Cu(II)

## КОАГУЛЯЦІЙНО-ФЛОКУЛЯЦІЙНІ ПРОЦЕСИ ДООЧИЩЕННЯ ПРИРОДНИХ ВОД З ВИКОРИСТАННЯМ КОМБІНОВАНИХ РЕАГЕНТІВ

ЛИТВИНОВ І. В., *магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.*  
СОЛОДОВНИК Т. В., *к.х.н., доцент кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

*Черкаський державний технологічний університет*

У даний час спостерігається тенденція до погіршення якості поверхневих водних ресурсів внаслідок антропогенного та природного забруднення а також як наслідок повномасштабного вторгнення загарбників на територію України.

У зв'язку з цим, виникає необхідність у впровадженні заходів, які можуть сприяти адаптації екологічного стану поверхневих вод до зростаючого техногенного впливу. До цих заходів слід віднести: вдосконалення технологічних процесів з метою скорочення обсягів скидів забруднюючих речовин; підвищення ефективності процесів очищення води; розробку нових та удосконалення існуючих технологій водоочищення.

На даний час, незважаючи на проведення великої кількості досліджень по вивченню коагуляційних процесів, багато питань залишаються нез'ясованими, а саме: залишається відкритим питання теоретичного обґрунтування підбору коагулянтів; відсутня єдина думка про механізми процесів, що протікають при гідролізі коагулянтів, і властивості утворюваних при цьому агрегатів; не визначені основні причини зменшення ефективності дії коагулянтів зі зниженням температури.

Метою даної роботи є встановлення особливостей фізико-хімічних методів коагуляційно-флокуляційного очищення води з використанням комбінованих реагентів. Робота присвячена дослідженню коагуляційних властивостей реагентів основного характеру і направлена на вивчення умов практичного застосування основних солей алюмінію – окисульфатів (ОСА) і оксихлоридів алюмінію (ОХА) в процесах коагуляційного очищення природних вод. Переваги основних солей алюмінію, в порівнянні з традиційним сульфатом алюмінію полягають в тому, що вони утворюють пластівці великого розміру гранулометричного складу, розмір яких практично не залежить від температури, що надає можливість їх ефективного

використання в холодну пору року. Солі алюмінію практично не знижують рН і лужного резерву води, яка підлягає очищенню, завдяки чому кислотна корозія комунікацій зменшується. Здатність ОХА і ОСА як коагулянтів висока як в кислих так і в лужних середовищах, тобто область оптимального рН є досить широкою.

Суттєвою перевагою коагулянтів є значно менший вміст залишкового алюмінію і малий приріст хлору після процесу очищення для ОХА. Витрати ОСА і ОХА (в перерахунку на  $Al_2O_3$ ) для очищення природної води може бути знижено в середньому на 20–30 %, інколи для ОСА і на 40–50 %. Основними перевагами ОСА та ОХА перед сульфатом алюмінію є: міцели, які утворюються в результаті гідролізу основних солей алюмінію, мають більш високий позитивний заряд і більш ефективну адсорбційну здатність; завдяки невисокому значенню кислотності, вони зменшують кислотну корозію обладнання і комунікацій; технологія отримання ОХА дещо ускладнена через легкі реагенти, з яких його отримують. Інтенсивні дослідницькі роботи з отримання і застосування ОХА для очищення природних вод проводяться в Японії, Італії, Франції, Англії та інших країнах світу.

Існує декілька технологій отримання оксихлориду алюмінію, а саме: на нафтохімічних підприємствах при виробництві етилбензолу, ізопропіленбензолу та поліізопропілену; отримання ОХА з металічного алюмінію, а також з оксиду і гідроксиду алюмінію; шляхом нейтралізації розчинів хлориду алюмінію; при солянокислому розкладі алюмосилікатів; термогідролізом алюмінійвмісної сировини; хлорсульфатним і йонообмінними способами та електрохімічним способом. У нашому дослідженні технологію отримання ОСА представлено наступними способами: отримання з природної сировини, яка містить алюміній; з сульфату алюмінію, зі свіжосажденного аморфного гідроксиду алюмінію та металічного алюмінію.

У роботі досліджені властивості основних солей алюмінію (ОХА і ОСА) при використанні для очищення природних вод річок Дніпро та Ольшанка. Першим кроком дослідження були експерименти направлені на встановлення оптимальної дози коагулянтів. Для проведення таких експериментів використовувалась стаціонарна установка для Джар-тесту (флокулятор 2000 Kemira), удосконалена в аналітично-хімічній лабораторії кафедри хімічних

технологій та водоочищення ЧДТУ [1,2]. Схема установки зображена на рисунку 1.

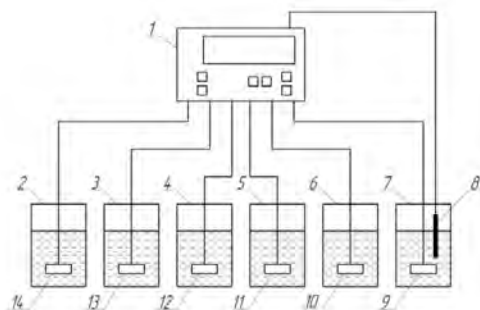


Рисунок 1 – Лабораторна установка для проведення Джар-тесту:  
1 – флокулятор 2000 Kemira; 2–7 – стакани ємністю 1 дм<sup>3</sup>;  
8 – рН електрод; 9–14 – механічні мішалки

У якості модельних розчинів використовували розчини барвника метиленового синього з концентраціями 200 мг/дм<sup>3</sup> [3]. Встановлено, що оптимальна доза як для ОХА так і для ОСА пН<sub>2</sub>О складає 40 мг/дм<sup>3</sup>.

Порівняльні дослідження проводили за такими параметрами як кольоровість, каламутність, залишковий алюміній та лужність. Параметри природної води:  $t = 4\text{ }^{\circ}\text{C}$ , каламутність = 17 мг/дм<sup>3</sup>, кольоровість = 55, рН = 7,9 ÷ 8,5. Показники якості очищеної води оптимальними дозами ОСА і ОХА і показники природної води до очищення в паводковий період представлено в таблиці 1.

Оскільки практика водоочищення показала, що більш ефективними коагулянтами є основні солі алюмінію, їх застосування дозволяє інтенсифікувати процес, розширити діапазон значень рН води, що підлягає очищенню, покращити якість останньої. Отримані результати досліджень коагуляційного очищення із застосуванням коагулянтів ОХА і ОСА дають підставу говорити про кращі коагуляційні властивості основних сульфатів алюмінію в порівнянні з основними хлоридами алюмінію. Застосування ОСА в технології обробки природної води дає змогу підвищити її якість при меншій витраті реагентів.

Таблиця 1 – Показники якості очищеної води оптимальними дозами ОСА і ОХА та показники природної води до очищення в паводковий період.

Показник	ОХА	ОСА
Кольоровість, град	22	13
Каламутність, мг/дм <sup>3</sup>	12,2	1,6
Залишковий алюміній, мг/дм <sup>3</sup>	1,08	0,86
рН	7,4	7,2

## Література

1. Солодовнік Т. В. Аналітична хімія: практикум: навч. посіб. [Електронний ресурс] / [Текст] / Т. В. Солодовнік; М-во освіти і науки України, Черкас. держ. технол. ун-т. – Вид. 2-ге, доп. – Черкаси: видавець Гордієнко Є.І, 2020. – 308 с.
2. Солодовнік, Т. В. Фізична та колоїдна хімія: Лабораторний практикум [Електронний ресурс] / Т. В. Солодовнік ; М-во освіти і науки України, Черкас. держ. технол. ун-т. – Черкаси : ЧДТУ, 2014. – 115 с.
3. Т. V. Solodovnik, I. K. Yakymenko. Investigation of natural flocculants for use in wastewater purification processes // Water and Water Purification Technologies. Scientific and Technical News. 2022. Vol. 33 №2. pp. 9-14.

## ГІДРОМЕТАЛУРГІЙНА ТЕХНОЛОГІЯ ПЕРЕРОБКИ ЦІНКОВІСНИХ ШЛАМІВ СТІЧНИХ ВОД ВИРОБНИЦТВА ХІМВОЛОКНА

**НЕЧИТАЙЛО Н. С.**, *магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

**ФОМІНА Н. М.**, *старший викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

**СТОЛЯРЕНКО Г. С.**, *д.т.н., професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

*Черкаський державний технологічний університет*

У даній роботі розглядається метод переробки цинковмісних шламів стічних вод виробництва хімволокна. Відходи цього виробництва становлять серйозну екологічну проблему, тому потребують утилізації та переробки, при цьому вилучивши цінні компоненти, які знаходяться в шламі. Потреба в технології вилучення цинку зі шламу ставить потребу у вивченні фізико-хімічних властивостей шламу, а також поведінку його при вилученні цінних компонентів з нього. Для переробки можна використовувати такі методи утилізації цинку із шламів: кислотні, лужні, екстракційні за допомогою органічних реагентів та методи високотемпературної обробки. Основною метою дослідження є вдосконалення технологічної схеми переробки цинковмісних шламів з метою покращення якості готового продукту.

У цій роботі висвітлені основні методи вилучення цинку, їх переваги та недоліки. Розглянуто шлях знешкодження органічних домішок використовуючи озон, як окисник. Створена й опробована в лабораторних умовах установка для синтезу озону в генераторі озону бар'єрного типу. Перероблення накопичених за багато років відходів виробництв різних галузей залишається гострою екологічною проблемою. У Черкаській області, що становить 3,5 % території України, до даного часу залишається невирішеним питання використання, утилізації та знешкодження багатьох видів токсичних відходів як у рідкому, так і у твердому агрегатному стані. Виникає небезпідставне занепокоєння щодо дотримання умов їх збору та зберігання. За даними Державного управління екології та природних ресурсів Черкаської області, офіційно зафіксованими Державним комітетом статистики України, «...місця накопичення відходів на території деяких підприємств не відповідають вимогам санітарно-технічних норм і правил». Основними джерелами забруднення

залишаються очисні споруди та каналізаційні мережі виробничих управлінь житлово – комунального господарства, ПрАТ «Черкаське хімволокно», цукрові заводи області. Через відсутність полігонів для захоронення відходів та заводів з їх перероблення зберігання твердих відходів здійснюють на території підприємств.

Найбільшого забруднення зазнає верхній шар літосфери – ґрунт. Забруднення ґрунту, та відповідно сільськогосподарських культур, становить значну небезпеку для людини та інших живих організмів, тому що накопичені в рослинах важкі метали включаються в харчові ланцюги і з продуктами харчування потрапляють в шлунково-кишковий тракт людини. З важких металів, сполуки яких найбільш забруднюють ґрунти, можна виділити такі: мідь, цинк, плюмбум, кадмій та ртуть. Підвищені концентрації цинку викликають нудоту, дихальну недостатність, фіброз легенів, онкологічні захворювання.

Значні площі шламонакопичувачів становлять небезпеку забруднення ґрунту і підземних вод. При цьому нерационально використовуються орні землі. З часом шламонакопичувачі переповнюються та викликають необхідність побудови нових споруд.

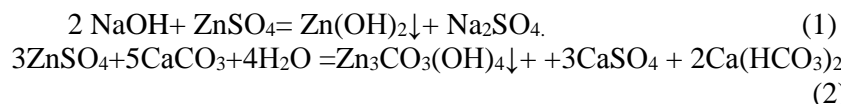
Проблема розробки ефективних технологій утилізації промислових шламів, що містять корисні елементи, є надзвичайно актуальною, оскільки кількість шламових накопичень на території України дуже велика, самі ж вони можуть бути токсичними для людини і, крім того, створюють серйозні проблеми для стану навколишнього природного середовища. Зокрема, відходи виробництва віскозного волокна, накопичені в кількості близько 1000000 т у м. Черкаси, містять до 5,5–6,8 % цинку, який є необхідним елементом у сучасній промисловості та сільському господарстві.

Для переробки даних систем можна використовувати такі методи утилізації цинку із шламів: кислотні, лужні, екстракційні за допомогою органічних реагентів та методи високотемпературної обробки. Специфічність кожного цинковмісного шламу потребує індивідуального методу утилізації, що викликає необхідність створення адаптованого способу переробки шламу.

Постановка проблеми і її зв'язок з практичними завданнями. В наш час актуальним є створення безвідходних технологій та створення технологій, які б дозволили переробляти в корисні продукти вже накопичені відходи, оскільки утворені за багато попередніх років відходи вилучають із землекористування великі території і забруднюють навколишнє середовище.

Основною метою даного дослідження є вдосконалення принципової технологічної схеми [1] переробки цинковмісних шламів. Об'єктом дослідження були розчини, отримані в процесі обробки цинковмісних шламів лугом NaOH. В отриманому цинковмісному розчині спостерігається підвищений вміст органічних домішок, що надалі негативно впливає на якість готового продукту. Виходячи з мети, розглянемо особливості даних відходів та технологічну схему процесу утилізації цинку.

Очисні споруди (шламонакопичувачі) ПрАТ «Черкаське хімволокно» запроєктовані за класичною технологічною схемою. Для очищення стічних вод від сульфату цинку, який є шкідливим для довкілля (ГДК = 0,01 г/м<sup>3</sup>) використовується реагентний метод. Суть його полягає в тому, що цинковмісні стічні води обробляються реагентами, при взаємодії з якими утворюються важкорозчинні сполуки і, таким чином, Zn<sup>2+</sup> переходить в осад. Як реагенти використовують Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> та Ca(OH)<sub>2</sub> і процес протікає за реакціями:



Остання реакція підтверджується тим, що проби сухого шламу містять: Zn(OH)<sub>2</sub> – до 1,7%, Zn<sub>3</sub>CO<sub>3</sub>(OH)<sub>4</sub> – до 12,6%, ZnS – 0,6%, CaCO<sub>3</sub> – до 42%, Ca(OH)<sub>2</sub> до 9,5% .

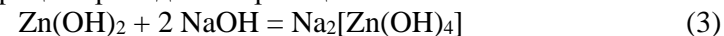
Суттєвим недоліком використання вапняного молока є те, що утворений осад складно утилізувати. Наприклад, з осаду, отриманого за реакцією (1), шляхом високотемпературної обробки (пірометалургійний спосіб) можна повністю утилізувати цинк і повернути його назад у виробництво. При високотемпературній переробці осаду, утвореного за реакцією (2), відбувається загіпсування обладнання.

Для переробки даних систем можна використовувати такі методи утилізації цинку із шламів: кислотні, лужні, екстракційні за допомогою органічних реагентів та методи високотемпературної обробки. Кислотні способи утилізації дозволяють досягти досить високого ступеня вилуговування цинку, є простими в технологічному виконанні. Однак, разом із цинком під дією кислоти із шламів вилучаються інші компоненти, такі як залізо, кальцій, магній, натрій та інші, процес проходить з виділенням сірководню. Це ускладнює вилучення цинку з розчинів та спричинює високу

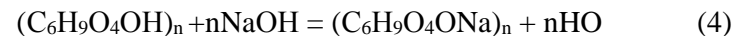
вартість методів кислотної регенерації. При використанні лужних реагентів ці недоліки відсутні, оскільки цинк, проявляючи амфотерні властивості, переходить у розчин, а такі речовини, як залізо, магній, та кальцій залишаються у твердому залишку. Ефективним способом регенерації є прожарювання, застосування цього методу дозволяє вилучати до 95% цинку. Однак, якщо в шламі багато силікатів це значення може становити тільки 80%, оскільки за температури більше 1073 К оксид цинку перетворюється у силікат цинку. Аналіз і порівняння між собою методів утилізації цинку із відходів показує, що на даний час розроблено багато ефективних технологій, але специфічність кожного цинковмісного шламу потребує індивідуального методу утилізації.

Запропонована технологія вилучення цинку зі шламу полягає в тому, що шлам обробляють розчином лугу. Отриманий розчин відділяється від нерозчинного осаду за допомогою вакуум-фільтру. Осад промивається водою. Фільтрат підкислюється розчином кислоти до рН 9-10. Отримана розведена суспензія гідроксиду цинку фільтрується, фільтрат відділяється, у концентровану суспензію гідроксиду цинку додається промивна вода. Рідина фільтрується, фільтрат відділяється, очищена концентрована суспензія гідроксиду цинку нейтралізується розчином сульфатної кислоти, розчин цинкового купоросу подається на упарювання і перекристалізацію.

Шлам має рН=8, тому першою стадією технологічної схеми є переведення Zn<sup>2+</sup> із нерозчинної форми у розчинну шляхом обробки лугом. Процес проходить за реакцією:



В шламі міститься до 8% целюлози і відбувається побічна реакція:



Вказане спонукало провести дослідження, направлені на зниження вмісту органічних домішок в отриманих розчинах.

Для окиснення складних органо-мінеральних комплексів до CO<sub>2</sub> і H<sub>2</sub>O органічних мікродомішок успішно використовують озono-повітряну суміш.

Аналіз складу одержаного цинкового купоросу досліджували енергомаспектральним методом на приладі ЕМАЛ – 2 та порівнювали на вміст домішок та основних компонентів у цинковому купоросі за ДСТУ ГОСТ 8723:2005. Результати ідентифікації компонентів наведено в табл. 1. На рис. 1 наведено технологічну схему даного процесу.

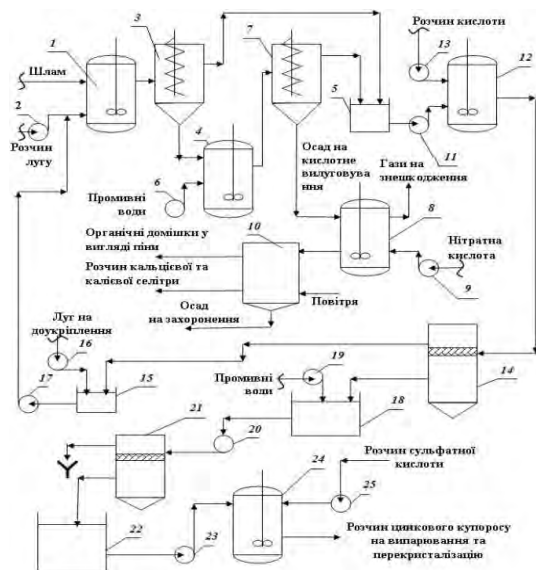
Таблиця 1 – Склад готового продукту, %

№	Zn	O	S	Ca	Si	Mn	C	K	Fe
1	40,42	37,9	19,84	1,26	0,08	0,16	0,19	0,14	0,01
2	39,0	-	-	-	-	0,04			0,03

1 – одержаний продукт,

2 – продукт за ДСТУ ГОСТ 8723:2005 «Купорос цинковий».

Обробка лужних цинковмісних розчинів озonom з метою зниження вмісту органічних домішок є перспективним напрямком. Зниження показника ХСК після обробки цинковмісних розчинів досягає 70,5 %. На стадії хімічного осадження це дозволяє одержати цинковий купорос з меншим вмістом домішок органічного походження.



1, 4, 12, 24 – реактор змішування, 2, 6, 9, 11, 13, 16, 17, 19, 20, 23, 25 – насоси, 3, 7 – гвинтовий прес, 5, 15, 18, 22 – буферна ємність, 8 – реактор, 10 – флотатор, 14, 21 – піщаний фільтр з рухомих шаром

Рисунок 1– Принципова технологічна схема способу отримання цинкового купоросу та кальцієвої селітри

1. Г. С. Столяренко, В. О. Костигін, Г. М. Атамась. Деклараційний патент України 22213, МКИС22В19/00 Спосіб отримання цинкового купоросу і кальцієвої селітри /№200604768; зявл. 28. 04. 2006; Опубл. 25.04.2007, Бюл. №5. – 4 с.

## ПРОЦЕС ПОМ'ЯКШЕННЯ ВОДИ В ТЕХНОЛОГІЇ ФАРБУВАННЯ ТКАНИНИ В УМОВАХ ФАРБУВАЛЬНО-ОПОРЯДЖУВАЛЬНОГО ВИРОБНИЦТВА

ОРИШЕЧКО А. В., магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.

КОВАЛЬ М. Г., к.т.н., доцент кафедри хімічних технологій та водоочищення.

Черкаський державний технологічний університет

Основним ресурсом, які використовує фарбувально-опоряджувальне виробництво, є вода, властивості якої мають велике значення. Вода є одним з найбільш значущих факторів всіх вологих процесів (попередня обробка, фарбування та фінішна обробка) в текстильній промисловості. Відомо, що питомі витрати води становлять 3–932 л на 1 кг фарбованої тканини залежно від типу волокна, застосовуваних методів та технологій фарбування текстильних матеріалів [1]. Підраховано, що для виробництва 1 кг тканини використовується 150 л води [2]. Якість води в технологіях фарбування та набивання волокнистих матеріалів визначається прозорістю, кольоровістю та твердістю. Колір води та її твердість сильно впливають на якість текстильних матеріалів, витрати мила, барвників та інших реагентів. При недостатній прозорості завислі речовини, що містяться у воді, осаджуються на тканині і утворюють на ній плями. Кольоровість води та органічні речовини, що в ній знаходяться, зумовлюють недостатню білизну тканини при відбілюванні. Присутність у воді солей заліза і марганцю зумовлює грубуватість волокна, призводить до нерівномірного фарбування, сприяє виникненню плям, знижує міцність фарбування, може бути причиною місцевого руйнування тканини. Велика сорбційна властивість волокна до солей заліза та марганцю виключає вміст у воді навіть відносно малої кількості цих солей.

Твердість води, зумовлена наявністю в ній солей кальцію та магнію, створює негативні ефекти під час мокрої обробки тканини:

- зменшення розчинності текстильних барвників, які фарбують із технологічної фарбувальної ванни;
- послаблення інтенсивності кольору та зміна відтінку барвника на тканині;
- осадження на тканині йонів кальцію та магнію у вигляді білих карбонатів та гідроксидів цих металів під час процесу промивання

(омилення) тканини при нагріванні чи при контакті з лугами під час фарбування [3];

- закріплення на волокні малорозчинних олеатів і стеаратів під час прання тканини та утримування адсорбційних часток забруднень, що веде до утворення плям, нерівномірності фарбувань, особливо темних відтінків.

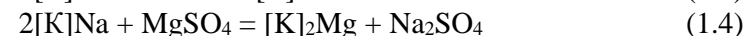
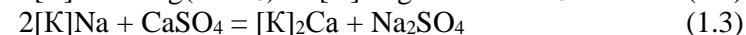
Для технологічних процесів обробки текстильних матеріалів необхідна вода певної якості. Для приготування розчинів мила, барвників, кислот і лугів можна використовувати воду, твердість якої не повинна бути вищою 0,178-0,356 ммоль/дм<sup>3</sup>. Без пом'якшення допускається використання води з вмістом солей заліза до 0,1 мг/дм<sup>3</sup>, твердістю до 1,43 ммоль/л [4]. Проблема використання твердої води для деяких обробок може бути частково дозволена використанням замість мила нових миючих засобів, нечутливих до солей, що створюють твердість води.

Тож, з метою одержання високоякісної текстильної продукції із максимальною інтенсивністю забарвлення, нагальною є проблема усунення солей кальцію та магнію в технологічній воді, які зумовлюють її твердість. Усунення твердості води здійснюється шляхом її пом'якшення. Найефективнішим обладнанням для пом'якшення води є іонообмінні фільтри. Це установки, які працюють за принципом іонного обміну: заміщення йонів кальцію і магнію іншими йонами, наприклад, йонами натрію. Завдяки цьому відбувається зниження концентрації цих речовин у рідині.

На фарбувально-опоряджувальному виробництві ПрАТ «Черкаський шовковий комбінат» («ЧШК», м. Черкаси, Україна) пом'якшення води здійснюється іоннообмінним методом за допомогою катіоніту КУ-2-8 (ГОСТ 20298-74 П.12 т.2). Основна мета пом'якшення води – видалення солей твердості (за технологічними вимогами виробництва твердість води має не перевищувати 0,25 ммоль/дм<sup>3</sup>). Катіоніт КУ-2-8 належить до сильнокислотних іоннообмінних смол гелевого типу. Він є співполімером стиролу та дивінілбензену; негорючий, неплавкий матеріал, не отруйний. У фізичному вигляді катіоніт КУ-2-8 являє собою зерна сферичної форми від жовтого до коричневого кольору, здатні набухати і не розчиняються у воді. Має високу механічну міцність, працює при значеннях рН від 0 до 14, при температурі до 120°C. За основними характеристиками вирізняється стабільністю до зміни осмотичного тиску, високою стійкістю проти хімічного та фізичного впливу,

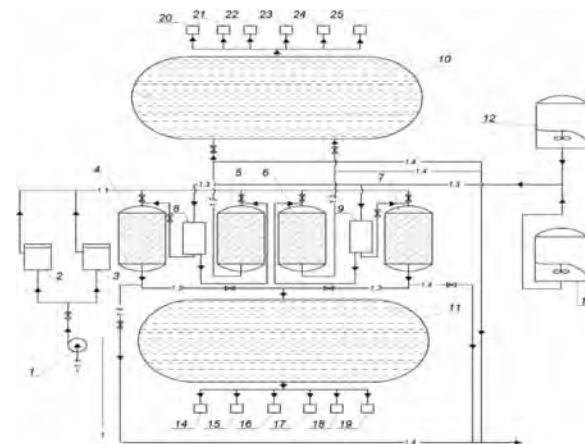
високим ступенем стійкості до стирання гранул, до впливу окисників, лугу, до термічного впливу. Гранули Катіоніту КУ-2-8 не вимиваються й не розчиняються в розчинах і воді. Під час взаємодії з водою – набухають. Процес пом'якшення й очищення води відбувається через пропускання її через фільтр із поміщенням всередину катіонітом. Під час фільтрації відбувається хімічна реакція, унаслідок якої йони твердої води замінюються на йони натрію (у разі Na – катіонування). Після цього катіоніти у фільтрі регенерують, і згодом процес може бути повторений [5].

При фільтруванні води через шар катіоніту відбуваються наступні реакції обміну:



[K] – нерозчинна матриця полімеру [4].

Технологічна схема, за якою здійснюється пом'якшення води на ПрАТ «Черкаський шовковий комбінат» представлена на рис. 1.



1 – відцентровий насос; 2, 3 – механічний фільтр; 4, 5, 6, 7 – Na-катіонітовий фільтр; 8, 9 – резервуар для концентрованого розчину регенераційної солі (натрій хлориду); 10, 11 – накопичувальний бак пом'якшеної води; 12, 13 – накопичувальний бак для солі; 14-25 – фарбувально-роликові машини типу «Джигер».

Потоки: 1.1 – водопровідна вода; 1.2 – пом'якшена вода; 1.3 – регенераційний розчин; 1.4 – злив води в каналізацію.

Рисунок 1 – Технологічна схема пом'якшення води для технології фарбування тканини на ПрАТ «ЧШК»

На території виробництва знаходяться дві власні свердловини, вода із яких використовується у фарбувально-набивному цеху ПрАТ «ЧШК». Подача води із свердловини відбувається за допомогою відцентрованого насосу 1. Так як, у воді що надходить із свердловин, багато мулу, піску та інших забруднювачів, перед поданням на пом'якшувальну установку вода проходить через механічні фільтри 2, 3, які встановлені на вході резервуарів для пом'якшення. Рекомендований спосіб завантаження катіоніту у фільтр – ручний.

Головною задачею фільтрів є максимальне очищення від піщинок та всіляких дрібних часточок, що дозволить використовувати іонізовану смолу протягом тривалого часу. По трубопроводах вода надходить в Na-катіонітові фільтри 4, 5, 6, 7, в яких відбувається видалення з води катіонів кальцію та магнію. У цих фільтрах встановлені клапани, що автоматично відкривають та закривають потік води. При проходженні відбувається послідовне фільтрування води і видалення з неї катіонів  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$  і  $\text{Mg}^{2+}$  в процесі натрій-гідроген або амоній-натрій-катіонування, а також сульфатних, хлоридних і нітратних аніонів в процесі знесолення води. На днищі резервуарів розміщені головки для уловлювання піщинок та витіснення полідисперсних смол монодисперсними. Після пом'якшення вода проходить через нижній дренаж, надходить в центральну трубу і виводиться із установки у накопичувальні баки 10, 11, в яких зберігається до того часу, доки не буде потреба у її використанні для процесу фарбування тканини. За потреби, пом'якшена вода, шляхом перекачування насосами, надходить до робочих фарбувально-роликових машин типу «Джигер» 14-25. Робота фарбувальних машин розпочинається із наповнення фарбувальних ванн пом'якшеною водою. Для регенерації відпрацьованого катіоніту, використовується сіль натрій хлорид ( $\text{NaCl}$ ), яка з накопичувальних баків 12 і 13 подається у резервуари 8 і 9, а звідти у катіонітові фільтри 4, 5, 6, 7, де і відбувається процес регенерації (відновлення) іоніту.

Процес пом'якшення води за такою технологічною схемою можна застосовувати на всіх виробництвах фарбування тканин, що використовують установку Na-катіонітового фільтру. Для такого процесу пом'якшення потрібно впроваджувати автоматичний контроль та регулювання даного процесу шляхом його механізації. Для менш затратного процесу пом'якшення води, бажано збільшити кількість власних свердловин та облаштувати їх механічними фільтрами. Для більш швидкої подачі води на пом'якшення та

безпосереднього її надходження на потреби апаратів-джигерів необхідно встановити додатковий трубопровід на території фарбувально-набивного цеху ПрАТ «ЧШК».

## Література

1. Ozturk E., Koseoglu H., Karaboyaci M., Ozgu Yigit N., Yetis U., Kitis M. Minimization of water and chemical use in a cotton/polyester fabric dyeing textile mill. *Journal of Cleaner Production*. 2016, Vol. 130, 92-102. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.01.080M>.
2. Raja A.S.M, Arputharaj A., Saxena S., Patil P.G. Water requirement and sustainability of textile processing industries. *Water in Textiles and Fashion. Consumption, Footprint, and Life Cycle Assessment*. 2019, 155-173. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-102633-5.00009-9>
3. Rahman M., Islam A., Biswas J. Effects of Water Hardness on Dyeing of Cotton Fabrics with Different Types of Reactive Dyes and Shade Percentages. *International Journal of Materials Science and Applications*. 2016, Vol. 5, No. 6, 254-260. doi: 10.11648/j.ijmsa.20160506.14
4. Сучасні процеси демінералізації природних та стічних вод. Лабораторний практикум [Електронний ресурс]: навч. посіб. для студ. спеціальності 101 «Екологія», 161 «Хімічні технології та інженерія» / КПІ ім. Ігоря Сікорського; уклад.: М. Д. Гомеля, Т. О. Шаблій, В. В. Вембер, М. М. Твердохліб. – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2022. – 71 с.
5. Hydrolite КУ 2-8 іоннообмінна смола для пом'якшення води. URL:<https://www.aqua-room.com.ua/hydrolite-ku-2-8-kationit> (дата звернення 2 листопада 2024).

## ОПТИМІЗАЦІЯ РОБОТИ МІСЬКИХ ОЧИСНИХ СПОРУД (ОПСВ)

**ПЕРЕХРЕСТ А. Л.**, *магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

**СТОЛЯРЕНКО Г. С.**, *д.т.н., професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

*Черкаський державний технологічний університет*

Проблеми низької ефективності роботи очисних споруд цеха ОПСВ Приватного акціонерного товариства «Азот» повністю залежить від роботи аеротенків, розподілом і витратою потоків, роботою ерліфтів з реальним станом проблем застарілих споруд.

При проведенні аудиту роботи аеротенків особливу увагу було приділено аналітичному контролю за поллютантами, за стадіями роботи аеротенків, первинних та вторинних відстійників, ерліфтів, біологічних ставків (стан активного мулу, якісні та кількісні показники вмісту живих і мертвих штамів мікроорганізмів).

За результатами аудиту була встановлена основна причина низьких показників очищення стічних вод за ХСК та БСК, а також за вмістом катіонів амонію – це відсутнє джерело нормального (живого) активного мулу.

Після очищення стоків в коридорах аеротенків, де кількість живих мікроорганізмів за аеробним очищенням стічної води зменшується у відпрацьованому мулі на 40–60% стічна вода потрапляє у вторинний відстійник, в якому в процесі осадження (за 4-5 годин), без доступу повітря, але при підвищеному вмісті токсичних органічних сполук, гине ще 5-20 % живих організмів. Надані відсотки орієнтовні оскільки відсутні необхідні дані за процентним станом складу живого активного мулу за всіма періодами року.

Слід зауважити, що при цьому зберігаються і навіть розмножуються анаеробні мікроорганізми. Вірогідно, навіть, що в цих умовах у вторинних відстійниках ефективно протікають процеси анаеробного зброджування та зниження значень ХСК та БСК.

Для отримання так званого «активного мулу» стічна вода з мулом потрапляє в ерліфти і далі в перші коридори аеротенків де, за задумом авторів проекту з модернізації ОПСВ, обов'язково з 20 % аеробних мікроорганізмів, що залишилися, повинно вирости «нове покоління» (аеробних мікроорганізмів), які також називають

«активним мулом». При цьому спостерігається, що у вихідній воді залишилося 20-30 % органіки (ступінь очищення 70-80 %). Потрібно врахувати, що народжуватися і рости «нове покоління» повинно в сурових умовах – у воді де залишилися лише токсичні та важко-деструктивні органічні з'єднання. Необхідно врахувати, що ці відсотки є максимальними показниками роботи очисних споруд і стічна вода додатково очищена у біологічних ставках майже не знижує значення ХСК та БСК.

На стадію хлорування направляється вода з високим вмістом органічних речовин, що призводить до додаткового забруднення води р. Дніпро тригалоїдметаном, ельдрином, дельдрином та іншими хлорованими продуктами, ГДК яких ~ 40-60 мкг/дм<sup>3</sup>.

Шляхом вирішення такої проблеми є використання одного з незадіяних аеротенків, як джерело зростання та збереження свіжого аеробного «активного мулу» для всієї схеми ОПСВ.

Робота ерліфтів, вирішує проблему руху води по коридорам аеротенку, але знищує життєдіяльність анаеробних мікроорганізмів. Також пропонується замінити роботу ерліфтів електричними рідинними водними насосами і це корисна пропозиція для очищення стічних вод в цілому.

Проблема економії електроенергії при зміні ерліфтів на електронасоси суттєво не вирішується, але життєдіяльність мікроорганізмів анаеробного збродження зберігається.

Пропонується також скористатися досвідом очисних споруд що працюють в умовах нульових перепадів по висоті, коли рух води по коридорам аеротенків відбувався шляхом обертання корабельних гвинтів, які встановлено на дні перших коридорів аеротенків. Така технологія суттєво мінімізує витрати електричної енергії у порівнянні застосування ерліфтів.

Однією з головних пропозицій щодо значної економії електроенергії на очисних спорудах і відповідно підвищення ступеню очищення стічної води до 89-95% закрити дахом (для мінімізації доступу свіжого повітря) перший коридор аеротенку. Сама така пропозиція дає можливість проходження анаеробного процесу. У другому коридорі буде відбуватися підготовка «активного аеробного мулу» для третього і четвертого коридорів, де буде проходити аеробне біологічне очищення стічної води. Подача обробленого мулу з вторинних відстійників у перший коридор здійснюється рідинними водними насосами та шляхом обертання корабельних гвинтів.

Важливою пропозицією є використання ферментативного каталізу. На підставі лабораторних досліджень по очищенню стічних вод методом кавітації розроблена та виконана конструкторська документація стендового кавітатора з гідродинамічною інтенсифікацією процесу розкладання клітин мікроорганізмів зворотного мулу. Технологія підтверджена на багатьох промислових стоках і запропонована для впровадження на очисних спорудах ПрАТ «АЗОТ». Кавітацію зворотного мулу, яка дає можливість досягти необхідного ступеня очищення води (до 90-95%), реалізувати по всій довжині третього і четвертого коридорів аеротенків, а зворотній мул для кавітатора подавати із згущувача.

Робота виконана по «Програмі дослідно-промислових випробувань установки ферментативно-каталітичних процесів інтенсифікації роботи очисних споруд цеху ОПСВ».

## ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ЕЛЕКТРОННОГО КАТАЛІЗУ ПРИ СПАЛЮВАННІ ГАЗОПОДІБНОГО ПАЛИВА

**ПЕРЕХРЕСТ А. Л.**, *магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.*  
**ЧОРНЕНКО Я. Г.**, *магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

**СТОЛЯРЕНКО Г. С.**, *д.т.н., професор кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

*Черкаський державний технологічний університет*

Режимні технологічні методи стримування утворення оксидів азоту [1], які використовують на сучасних котлоагрегатах при спалюванні газоподібного палива (використання рециркуляції газів, дозування води або пари, двохстадійне спалювання палива), в основному, ефективні при зниженні або повній ліквідації «термічних»  $\text{NO}_x$ , «паливні»  $\text{NO}_x$  у природньому газі відсутні, а «швидкі»  $\text{NO}_x$  при цьому залишаються без змін.

Дозування пари води у зону горіння приводить до зниження токсичності відходящих газів за рахунок зниження утворення  $\text{NO}_x$ , інтенсифікації реакції доокиснення оксиду вуглецю, догорання у факелі полум'я бенз-а-пірену, вуглеводнів та альдегідів. Вприскування в топку необхідної кількості пари води (50% та більше від маси палива) призводить до зниження ККД котла (до 4-5%), підвищенню у відходящих газах оксиду вуглецю, а також вуглеводнів [2].

Звертають на себе увагу великі витрати присадки. Так, для зниження вмісту оксидів азоту на 50% від початкового вимагає підтримувати мольне співвідношення води (яка подається з паливом) до оксиду азоту (який утворюється в димових газах) дорівнює  $1000 \text{ мг/м}^3$  та більше.

Таким чином, можна констатувати, що механізм зниження вмісту оксидів азоту при вприскуванні води у топку не пов'язаний з хімічними процесами. Він пов'язаний із зниженням максимальної температури факела, ретельного перемішування палива та повітря при «мікробибухах» при пароутворенні краплин води та іншими дифузійними явищами.

Цілком природньо, що при підвищених дозах пари води спостерігається падіння ККД та неповне спалювання через необхідність додаткової енергії на випаровування та, можливо, на

термодеструкцію води, що перерозподіляє енергію, яка виділяється в процесі горіння.

Однак, рядом досліджень підтверджено, що навіть мала кількість водяної пари впливає на швидкість поширення полум'я, а також впливає на передполуменеві та кінетичні процеси при подаванні пари води в ядро зони горіння: у викидах зниження вмісту  $\text{NO}_x$ , сажі ( $\text{C} + \text{HO} \cdot \rightarrow \text{CHO} \cdot$ ), оксиду вуглецю ( $\text{CO} + \text{HO} \cdot \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H} \cdot$ ) за рахунок хімічних радикальних процесів.

Вивчивши структуру полум'я, механізми синтезу оксидів азоту, термо-та хемодеструкції з'єднань, змінення вмісту  $\text{NO}_2$ ,  $\text{NO}$ ,  $\text{HO} \cdot$ ,  $\text{O} \cdot$ ,  $\text{HO}_2$  уздовж осі факелу, поставлено завдання стримування  $\text{NO}_x$  за рахунок радикальних процесів використання гетерофазного озono-радикального паро-повітряного методу [3,4]. Синтезовані гідропероксидні радикали стримують процеси утворення оксидів азоту.

На стендовій установці малої потужності із багатоканальним факельним пальником проведені дослідження впливу дозування озону у дуття при спалюванні пропан-бутанової суміші.

Отримано результати вивчення впливу озono-повітряного та озono-повітряно-парового дуття на процес горіння газоподібного палива.

Для цього було проведено порівняння (при постійних вхідних та вихідних параметрах) вмісту оксидів азоту, вуглецю та вуглеводнів при звичайному повітряному дутті; при дутті, коли повітря насичується паром вологи шляхом барботажу через воду; при дозуванні озono-повітряної суміші у зону горіння; при насичуванні озono-повітряної суміші вологою шляхом барботажу її через розчин лугу.

Встановлено, що підвищення вмісту пари води при переході від повітряного до паро-повітряного дуття, коли повітря попередньо барботують через об'єм води або водний розчин луги ( $S_{\text{кон}}$  складала від 0,01N до 1N), на вміст токсичних з'єднань, практично, не впливає. Дійсно, при насичуванні атмосферного повітря паром води при температурі 16-22 °C та вологості 76-80% збільшення вмісту пари води складало усього 4-6 г/м<sup>3</sup> по повітрю. Це відповідає 20% збільшенню кількості пари води, яка надходить із повітрям, що на 1,5-2 порядки нижче, чим при дозуванні води в технологічному способі пригнічення  $\text{NO}_x$  [5].

При формуванні озono-радикального дуття особливе значення має час контакту озono-повітряної суміші із розчином луги ( $\tau_1$ ) та часу транспорту проконтактованої суміші до зони горіння ( $\tau_2$ ).

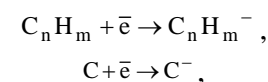
У відповідності із механізмом, який викладено в роботі [4], радикальне дуття повинно скоректувати поточні концентрації радикалів  $\text{NO} \cdot$ ,  $\text{O} \cdot$ ,  $\text{HO}_2 \cdot$  та подіяти на пригнічення утворення основних токсичних продуктів. Протягом часу  $\tau_1$  при підвищених значеннях рН розчину здійснюються первинні акти розкладу озону з утворенням супероксидного  $\text{O}_2^- \cdot$  та озонідного  $\text{O}_3^- \cdot$  радикалів по певним реакціям. Вторинні реакції синтезу  $\text{OH} \cdot$  та  $\text{OH}_2 \cdot$  протікають в процесі транспорту молекул води в зону горіння за час  $\tau_2$ :

Асиміляція радикалів кисню, що синтезуються у передполуменевий період, приводить до зниження виходу  $\text{NO}_2$  [6,7] та зниженню загального виходу оксиду азоту.

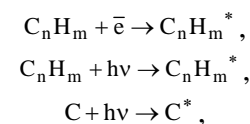
Надрівноважні концентрації  $\text{HO} \cdot$  та  $\text{O} \cdot$ , які утворюються у зоні полум'я на порядок вище за концентрації  $\text{HO}_2 \cdot$ , які були створені спеціальним дуттям.

Помітний вплив спеціального дуття на зниження вмісту оксиду вуглецю та вуглеводнів можна пояснити тим, що в процесі синтезу гідроксидних радикалів не вдається повністю перевести озон в  $\text{HO}_2 \cdot$ , що приводить до зростання окислювальної здібності дуття, зниження вмісту  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$ , а також альдегідів, сажі, бенз-а-пірену у продуктах згорання.

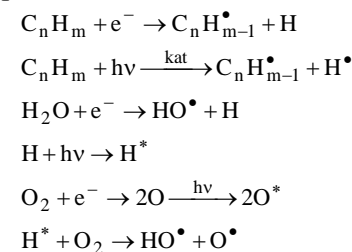
Вплив «повільних електронів» електророзряду приводить до утворення іонів:



до утворення збудженого стану молекул під впливом електронів ультрафіолетовим опроміненням:



до утворення вільних радикалів під впливом електронів та ультрафіолетового опромінення:



Атоми та радикали  $O$ ,  $HO^{\bullet}$ ,  $HO^{\bullet}$ ,  $RO^{\bullet}$ ,  $RO^{\bullet}$  ініціюють додаткові ланцюги горіння палива, що, приведе до зниження температури займання паливно-повітряної суміші та до більш повного спалювання вуглеводнів.

У перспективі технологія, що пропонується може бути використана:

- при спалюванні природного газу у промислових агрегатах при отриманні пари або електроенергії;
- при спалюванні газу в малих (побутових) котлах;
- при транспортуванні природного газу через те, що процес електрокаталізу функціонує при спалюванні у присутності пари води (майже до 100% точки роси);
- при отриманні синтез-газу у виробництві аміаку на стадії конверсії природного газу у трубчастій печі при спалюванні палива.

Низькі енергетичні витрати на ініціювання системи електрокаталізу, тривалість функціонування каталізатора, високий енергетичний ефект, низький рівень енерговитрат та вартість системи електрокаталізу приводить до високих економічних показників, а саме: до 17% економії палива та порівняно коротким строком окупності (6–7 місяців) системи «Альтернативне горіння».

#### Література

1. Защита воздушного бассейна от загрязнения / Г. Ф. Найденев, Г. А. Кудельская, З.Л. Кисилева // Обзорная информация УкрНИИТИ Серия 17. Охрана окружающей среды. – К.: 1979. – С. 1–39.
2. Сигал И.Я. Защита воздушного бассейна при сжигании топлива. – 2-е изд. – К.: 1988. – 312 с.
3. А.с.1453120 СССР, МКИ F 23D 21/00, F 23C11/00 Способ сжигания топлива / Столяренко Г. С., Крыжановский Ю. А., Кравчук А. Н. Опубл. 22.09.88.
4. Столяренко Г. С. Розкладання озону у водних системах газ-рідина // Експрес-новини: наука, техніка, виробництво. – УкрІНТЕІ: Київ. – 1998, №7-8. – С. 12–14.
5. Гаврилов А. Ф., Горбаненко А. Д., Туркестонов Е. Л. Влияние влаги, вводимой в горячий воздух, на содержание окислов азота в продуктах сгорания газа и мазута. – Теплоэнергетика, 1983, №9. – С. 13-15.
6. Allen A. D. Probe sampling of oxide nitrogen from flame. – Combustion and Flames, 1975. – V. 25, № 11. – P. 85–87.

## МІНІМІЗАЦІЯ ЕНЕРГЕТИЧНИХ ВИТРАТ ПРИ ВИКОРИСТАННІ ОКИСНЮВАЛЬНИХ ПРОЦЕСІВ ДЛЯ БОРТЬБИ З ВІДКЛАДЕННЯМИ ДРЕЙСЕНИ У ВОДІ ТЕПЛООБМІННОЇ АПАРАТУРИ ПРАТ «АЗОТ»

*САВЧУК В. Л., здобувач третього рівня вищої освіти (PhD).*

*ФОМІНА Н. М., старший викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення. СТОЛЯРЕНКО Г. С., д.т.н., професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

*Черкаський державний технологічний університет*

Реконструкція теплового пункту – один з оптимальніших варіантів модернізації застарілої системи опалення житлового будинку та технічної води теплообмінної апаратури у промислових цехах.

В Україні таких будівель багато оскільки вони всі оснащувалися елеваторами 25–50 років тому. Сучасна технологія попередження запобігання відкладенням на внутрішніх поверхнях теплообмінників, фахово підібране обладнання згідно проекту, забезпечить економну роботу системи опалення та впровадженню енергоефективних рішень.

Личинка моллюска дрейсени приносить суттєву економічну шкоду, відкладаючись на внутрішній поверхні трубопроводів і теплообмінній апаратурі.

Пропонується новий метод боротьби з дрейсеною, а саме метод окиснювально-каталітичного очищення з використанням як реагенту технічну воду активовану у кавітаційному пристрої. Використання автономного екологічно чистого пристрою, що має високу ефективність отримання енергії –актуальне завдання сьогодення.

Цим критеріям відповідає пристрій, що має назву «теплогенератор Потапова», названого на честь першовідкривача ефекту турботепловиділення в рідині, що рухається. Ефективність отримання тепла у порівнянні з витратами енергії на даному пристрої, як показано у багаточисельних публікаціях, більше 100%.

Для отримання повністю енергетично незалежного пристрою ефективність отримання тепла повинна бути не менше 200-300%.

Для того, аби досягнути такого показника ефективності необхідно знайти пристрій в якому відбувається процес додаткового виділення тепла з метою використання його у подальших конструкторських розробках теплогенератора Потапова нового покоління.

Виготовлений та випробуваний теплогенератор вихрової дії з U-образним резонатором, в якому після стадій нагнітання, стиснення в системі «конфузор-дифузор» теплогенеруюча субстанція – водний розчин надходить до U-образного резонатора-діафрагми, де піддається додатковому впливу кавітаційних сил. Схема кавітатора представлена на рисунку 1.

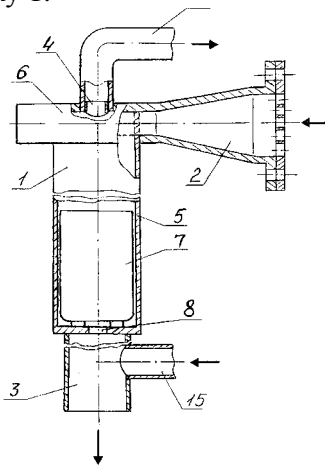


Рисунок 1 – Схема кавітатора

Метою запропонованого способу пригнічення утворення та життєдіяльності дрейсени є суміщення механічного та хімічного впливу на відкладення на внутрішній поверхні теплообмінної апаратури.

Кавітаційні апарати гідродинамічної дії це високоефективні диспергатори, гомогенізатори та змішувачі промислового використання, які суміщують кавітацію в системі конфузор-дифузор з процесами кавітації на межі розділу фаз: тверда грань вібратора – високошвидкісний потік рідини.

Використовуючи подвійний кавітаційний ефект регульованої гідродинамічної кавітації, розроблено апарати, що мінімізують витрати електроенергії. Оригінальна конструкція суттєво відрізняється від таких відомих типів кавітаційних апаратів як струменеві, соплові, вихрові, одно та багато-роторні апарати, пульсаційні роторні апарати та інше. У новій конструкції легко досягається енергетично високі, стійкі та регульовані рівні кавітаційної обробки для більше ніж 95% рідини, що обробляється за один прохід, що є недосяжним для відомих апаратів.

Механізм кавітаційного процесу, що проходить в апаратах, науково обґрунтовано та практично доведено реальними результатами, отриманими у промислових умовах. Апарати ефективно обробляють різні рідкі середовища, що дозволяє успішно вирішувати складні технологічні завдання, а саме:

- інтенсивне змішування (емульгування) важко-та незмішуваних рідин с супутніми високими ефектами їх диспергування, деструкції та гомогенізації;

- отримання багатокомпонентних тонкодисперсних гомогенних суспензій та емульсій;

- прискорення процесу демульгування в системах рідина–рідина, рідина– газ, особливо при введенні додаткових хімічних присадок;

- отримання тонкодисперсних та стійких емульсій з різних за щільністю незмішуваних рідин, використовуючи при цьому мінімальну кількість емульгаторів та стабілізаторів, а також без них;

- поглиблення гомогенізації з одночасним звуженням діапазону дисперсності одержуваного продукту (в 5-10 разів) менше у порівнянні з відомими кавітаторами та емульсаторами, а також з будь-якими швидкісними мішалками.

- інтенсивне диспергування суспензій в системах «рідина+тверда фаза», що забезпечує отримання якісного тонкодисперсного продукту з новими корисними характеристиками.

- інтенсифікація процесу розчинення твердих речовин в рідинах;

- посилення процесу екстрагування рідких фаз більше ніж у 3-5 разів.

- прискорення дифузійних процесів в десятки та сотні разів;

- активація води та рідких розчинів, а також інтенсифікація процесів бродіння;

- вилучення газів та легкокиплячих фракцій з різних рідких середовищ (включаючи вуглеводневі) при заданих технологічних температурах нагріву, який реалізується також за допомогою цих апаратів;

- регульоване технологічне кавітаційне нагрівання продукту, що обробляється з ККД близьким до 100% за відсутності поверхонь нагрівання та, відповідно, без появи пригару.

- безреагентне знезаражування водних сумішей, води, харчових продуктів, промислових стоків та інше.

Всі ці можливості підтверджують необхідність використання цього оригінального кавітатора. Кавітатор для очищення стічної води представлено на рисунку 2.



Рисунок 2 – Кавітатор для очищення стічної води

Хімізм та теоретичні основи стадії первинного ініціювання. Перед введенням окисника та каталізатора при окисненні органічних сполук у стічних водах проводилось без дозування повітря (кисню). Для первинного ініціювання проводилась попередня 10 хв. обробка суспензії реального стоку, що приводить (крім збудження усіх молекул стоку) до синтезу радикалів  $\text{HO}^\bullet$  і  $\text{HO}_2^\bullet$  при взаємодії електронів з молекулами води при схлопуванні (вибухах) каверн бульбашок:



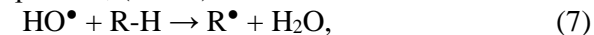
Виявилось, що без примусової добавки повітря (кисню) спостерігається дефіцит кисню у воді стоків через низьку його розчинність у воді (тобто і низький вміст його в кавернах бульбашок).

Пропонується здійснити збільшення концентрації кисню у воді та кавернах шляхом спеціального дозування повітря (кисню) на стадії первинного кавітаційного ініціювання. Повітря подавали по лінії нагнітання у кавітаторі перед конфузором– дифузором. На цьому відрізку труби найбільш високий тиск в системі, що приводить до підвищення концентрації кисню і, відповідно, до високих концентрацій кисневмісних радикалів.

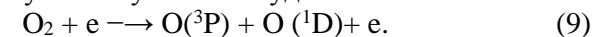
При дозуванні повітря (кисню) в системі  $\text{H}_2\text{O} - \text{O}_2 - \text{N}_2$  у кавітаторі будуть проходити додаткові реакції синтеза радикалів:



Реакції (3-6) приводять до збільшення виходу за окисненням органічних сполук на стадії обробки стоків та мінімізації витрат на рідкі окисники, наприклад, ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ):



Окрім реакцій (7-8) у кавітаційному об'ємі можливо проходження процесу синтезу високозбуджених атомів кисню:



У метастабільному стані атомарного кисню  $\text{O}({}^1\text{D})$  (час життя якого складає 1 хв.) при зіткненнях з молекулами води можливий прямий синтез радикалів:



Таким чином, кавітація з дозуванням повітря приводить до збільшення вмісту радикалів  $\text{HO}^\bullet$ , що означає мінімізацію витрат за дороговартісними рідкими окисниками.

Проведено роботу з оптимізації стадії ініціювання під впливом гідродинамічно-збуджених молекул і атомів кисню, азоту на процес очищення стічних вод. Встановлені кінетичні закономірності та особливості дії гідродинамічної та ультразвукової кавітації в залежності від природи барбованого газу на процес очищення стічних вод.

## ВИКОРИСТАННЯ ОЗОНУ В ПРОЦЕСАХ БОРОТЬБИ З ВІДКЛАДЕННЯМ ДРЕЙСЕНИ У ВОДІ ТЕПЛООБМІННОЇ АПАРАТУРИ ПрАТ «АЗОТ»

**САВЧУК В. Л.**, здобувач третього рівня вищої освіти (PhD).

**ФОМІНА Н. М.**, старший викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

**СВОЯК Н. І.**, к.б.н., доцент кафедри екології.

**СТОЛЯРЕНКО Г. С.**, д.т.н., професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

*Черкаський державний технологічний університет*

Личинка моллюска дрейсени приносить суттєву економічну шкоду. Відкладаючись на внутрішній поверхні трубопроводів і теплообмінній апаратурі, личинка швидко росте, перетворюючись у дорослого моллюска, щільні колонії яких знижують теплообмінний потік, кородують трубопроводи, виводять апаратуру з ладу.

Ефективним способом боротьби з обростанням залізобактеріями, водоростями і дрейсеною є періодичне хлорування водоканалів. При цьому застосовуються дуже високі дози хлору (150-250 мг/л). Залишкова кількість його після опрацювання в межах двох годин повинно скласти 3,0-3,5 мг/л. Застосування високих доз обумовлене тим, що потрібно придушити симбіоз взаємодії мікроорганізмів і моллюсків.

Профілактичне опрацювання хлором, тобто придушення життєдіяльності личинок дрейсени, а також синьо-зелених водоростей, протікає успішно за 1,0-1,5 години при звичайних дозах хлору: 3,0-5,0 мг/л.

Крім хлорування відомо, що життєдіяльність личинки і моллюска дрейсени можна придушити озоном. При дозі озону в межах 3 мг/дм<sup>3</sup> можна цілком знищити личинку дрейсени за декілька хвилин. Збільшуючи час контакту до 0,5 години, можливо часткове придушення життєдіяльності дорослого моллюска, що відривається від внутрішньої поверхні апаратури і уноситься потоком води. На відміну від хлору, що пасивний стосовно деяких видів бактерій, озону приділяється роль універсального окиснювача, що здійснює майже миттєву інактивацію. У даний час озонування є єдиним методом обробки води, що дозволяє ефективно діяти на велику кількість різноманітних забруднювачів із побіжним знезаражуванням води.

На лабораторній установці в лабораторії екологічних проблем ЧДТУ вивчалися умови застосування озону для очищення води ріки Дніпро від моллюска дрейсени.

Схема експериментальної установки з очищення природної води ріки Дніпро шляхом озонування об'єднує в собі три головні стадії: очищення й осушення повітря, електросинтез озону, контактування озono-повітряної суміші з природною водою. Озон одержували в блоці генератора озону із системою осушення поданого газового потоку. Генератор може працювати на повітрі, повітряно-кисневій суміші і на чистому кисні. При проведенні експериментів у генераторі використовувалося повітря.

Генератор озону являє собою фактично випромінювач, що складається з двох частин, що складається з двох електродів покритих діелектриком. Електроди розташовані на невеличкій відстані один від одного. Конструктивно електроди виконані у виді двох концентрично розташованих циліндрів. Якщо приєднати електроди до джерела перемінного току високої напруги, то між ними почне утворюватися озон, (перетворюється кисень повітря). Через джерело тихого розряду пропускаємо атмосферне повітря, що обов'язково проходить глибоке очищення, а також осушення до вологовмісту не більш 0,05 г/см<sup>3</sup>. Можливе виробництво озону з повітря навколишнього середовища – це велика перевага його перед іншими хімічними реагентами.

Система осушення та очищення повітря містить у собі три послідовно розташованих ємкості, наповнених поглиначами. Перша з них – селікагелем, що дозволяє очищувати газовий потік від пари води. Осушена газова суміш направляється в озонатор, де в зоні високої напруги (11 кВ) синтезується озono-повітряна суміш яка через пористу пластину подавався в нижню частину барботажної колони.

Найбільш економічним методом виробництва озону є пропускання потоку повітря або кисню через електричний розряд високої напруги. Через те, що сировиною для генерування озону служить атмосферний або збагачений киснем повітря.

У результаті озонування повітря утворюється потік газу, у якому утримується до 5% (по вазі) озону. Звичайно, на практиці використовуються робочі концентрації.

Процес озонування містить у собі 2 стадії:

1. Очищення й осушення повітря;

## 2. Генерування озону у повітряному потоці.

Для визначення озону в газовій фазі використовувалася методика йодометричного титрування. Для контролю газової фази до схеми підключення лінії газового аналізу, що складаються з послідовно сполучених двох абсорбційних ємностей, реометра і газового лічильника. Для поглинання озону використовувалася фосфорна буферна суміш, що складається з одно- і двоаміненого кислого фосфату натрію, що готувалася шляхом розчинення 1,8 г  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  і 2,2 г  $\text{Na}_2\text{HPO}_4$  у літрі дистильованої води. Для проведення аналізу використовувалися титровані децинормальні розчини йодиду калію, тіосульфату натрію і йоду. У перший по ходу газу у ємність заливалася суміш, що складається з 7 мл 0,1 н розчину  $\text{KI}$  і 20 мл буферного розчину. У другий – 7 мл 0,1 н розчину  $\text{KI}$ , 5 мл  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$  і 15 мл буферного розчину.

Газовий потік пропускався через розчини протягом 1 хвилини. Розчин фіксувався по реометру і газовому лічильнику. Після добору проб вміст першої ємності, попередньо підкислений, відтитровувався 0,1 н розчином  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ . Підкислювання проводилося 0,07 н розчином  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Вміст другої ємності титрувався 0,1 н розчином йоду в присутності крохмалю. Для аналізу використовувався 0,5% розчин крохмалю з додаванням як антисептика 0,25 г саліцилової кислоти.

Визначення озону в рідкій фазі також проводилося йодометричним титруванням. До 15 мл 0,1 н розчину йодиду калію додавали відібрану пробу озонованої води і старанно перемішували. Йод, що звільнився, титрували 0,1 н розчином тіосульфату натрію після попереднього підкислювання розчину 0,07 н розчином  $\text{H}_2\text{SO}_4$  в присутності крохмалю до зникнення фарбування індикатора.

При опрацюванні води р. Дніпро озono-повітряною сумішшю з низькими дозами озону спостерігається ряд рівнобіжних фізико-хімічних і біологічних деструктивних-окисних процесів, що конкурують один з одним:

1. Озонування бактерій. Ефект знезаражування води озоном залежить від ряду чинників: числа бактерій, виду бактерій, температури води, наявності легко окиснених домішок. Бактерицидна доза озону для 99%-ного придушення життєдіяльності бактерій усіх видів у дніпровській воді в момент вегетації складає 2,1-2,4 мг/дм<sup>3</sup>. Час контакту: 6-8 хвилин; утримання озону в озono-повітряній суміші 20 г/м<sup>3</sup>.

2. Знищення спор, цист, різноманітних патогенних мікроорганізмів. Бактерицидний 99%-ний ефект досягається при дозі озону від 0,3 до 1,85 мг/дм<sup>3</sup>. Необхідний час контакту від декількох секунд до 20-25 хвилин. Придушення більшості колоній мікроорганізмів при концентрації озону в озono-повітряній суміші до 20 г/м<sup>3</sup> складає 4-7 хвилин.

3. Знищення вірусів. Вірулентний 99%-ний ефект досягається дозами озону 0,1-0,8 мг/дм<sup>3</sup>. Час контакту фаз при рості дози озону знижується з 15-16 до 3 хвилин.

4. Знебарвлення води озоном.

5. Усунення присмаків і запахів води.

6. Реакція озону з легкоокиснюючими мікроорганізмами.

Всі ці процеси конкурують із реакціями придушення життєдіяльності гідробіонтів, зокрема, усунення з води найпростіших мікроорганізмів (типу дрейсени і мікроводоростей). Таким чином, озон витрачається на процеси, що паралельно протікають.

На підставі попередніх висновків щодо дії озону на біоту води було проведено два додаткових дослідження:

1. Звичайне опрацювання озono-повітряною сумішшю з виміром озону на вході і виході з реактора (час контакту 12 хвилин).

2. Опрацювання озono-повітряною сумішшю проби води під тиском в автоклаві протягом 12-13 хвилин.

Результати процесу руйнації водоростей і найпростіших організмів для часу контакту 12 хвилин подані в таблиці 1. Кількість найпростіших визначалася сумарно.

Таблиця 1 – Вплив озону на моллюска дрейсени

Вихідна вода, кіл-ть шт./дм <sup>3</sup>		Вода після озонування, кіл-ть шт./дм <sup>3</sup>			
		доза озону			
зимова	літня	1,0	1,65	2,25	3,0
28		12	2	0	0
16		9	4	0	0
14		7	1	0	0
	46	30	10	9	0
	42	25	18	9	0
	38	22	17	8	0

У процесі барботажного озонування встановлено, що повне пригнічення життєдіяльності синьо-зелених водоростей досягається

в пробах з дозою озону 2,25 мг/дм<sup>3</sup>, для дози озону 1,65 мг/дм<sup>3</sup> розпадається до 90% мікроводоростей; для 1,0 мг/дм<sup>3</sup> – 70%.

Зниження часу контакту озono-повітряної суміші з водою призводить до різкого зниження ефективності озонування. Так при дозі озону 2,25мг/дм<sup>3</sup> для часу контакту 12 хвилин досягається 80% пригнічення простіших організмів, для часу контакту 9 хвилин воно падає до 50%.

Це легко пояснити швидкістю розчинення озону у воді. Для дистильованої води час насичення озону в апаратурі в широких межах концентрації О<sub>3</sub> і співвідношення газ: рідина складає 11-12 хвилин.

Автоклавування проб води проводилася в стандартному лабораторному автоклаві з мішалкою обсягом 5 літрів. В автоклав заливалося 3-4 л води і подавалося повітря з озono-повітряною сумішшю (СО<sub>3</sub> = 20 мг/дм<sup>3</sup>). Обсяг повітря складав – 0,2-0,5 дм<sup>3</sup> у залежності від необхідної дози озону. Тиск у системі після утворення необхідного співвідношення фаз, що реагують, створювалося технологічним азотом і підтримувалося на рівні 0,5-0,6 МПа. Після 12-13 хвилинного перебування води в автоклаві проби її відправлялися на аналіз. Графічною інтерполяцією встановлено, що для зимової води доза озону для повного придушення найпростіших складає 1,7-1,8-2,2 мг/дм<sup>3</sup>. При температурі в літній період спостерігається природне збільшення кількості найпростіших у 1 літрі води, а також зниження розчинності озону. Доза озону зростає і складає 2,8-2,84 мг/дм<sup>3</sup>.

У результаті проведених досліджень встановлені необхідні концентрації озону для боротьби з личинкою моллюска дрейсени:

1. Для процесу барботажної обробки озono-повітряною сумішшю води – 2,82 мг/дм<sup>3</sup>.
2. Для процесу рідкофазного озонування – 2,82 мг/дм<sup>3</sup>.
3. Для інжекційної системи озонування під тиском – 2,25 мг/дм<sup>3</sup>.
4. Графічною інтерполяцією визначено необхідну дозу озону, яка складає 2,25 мг/дм<sup>3</sup>.

## ПЕРІОДИЧНЕ ФАРБУВАННЯ ТКАНИНИ В УМОВАХ РЕАЛЬНОГО ФАРБУВАЛЬНО- ОПРЯДЖУВАЛЬНОГО ВИРОБНИЦТВА

**СТАРОВОЙТ М. В.**, *магістр кафедри хімічних технологій та водоочищення.*  
**ОРИШЕЧКО А. В.**, *магістр кафедри хімічних технологій та водоочищення.*  
**КОВАЛЬ М. Г.**, *к.т.н., доцент кафедри хімічних технологій та водоочищення*  
*Черкаський державний технологічний університет*

Ринок легкої промисловості в Україні є досить потужним та багатогалузевим комплексом. Він налічує понад 10 тис. підприємств, з яких на текстильну промисловість припадає понад 2,5 тис. Підприємств, з виробництва хутра та готового одягу – понад 6 тис., шкіряного взуття та шкіри – понад 1,5 тис. Галузь легкої промисловості складається із 17 підгалузей та має потужний виробничий потенціал, який здатен виробляти товари для широкого промислового призначення та вживання [1, с. 77].

Оскільки текстильна промисловість є однією з основних галузей економіки України, ефективність її розвитку впливає на конкурентоспроможність виготовлених товарів на ринку. Провідним та перспективним підприємством України, який випускає, фарбує та обробляє текстильну продукцію, є «Черкаський шовковий комбінат» («ЧШК», м. Черкаси). Процес фарбування текстильних матеріалів є одним із основних етапів у виробничих процесах «ЧШК».

Відповідно до різних форм текстилю, існують різні процеси фарбування: фарбування тканини, фарбування пряжі, фарбування волокна, фарбування одягу тощо. Найпоширенішим застосуванням є фарбування тканини [2]. Фарбування тканин – процес надання тканині певного кольору завдяки поглинанню волокнами органічних речовин, які мають фарбувальні здібності, тобто барвників. Залежно від волокнистого складу тканини використовують різні класи (види) текстильних барвників: прямі, основні, реактивні, дисперсні, азо-барвники, кубові, кислотні, пігменти [3]. У своїй молекулярній структурі барвники мають хромофорні угруповання, які вибірково поглинають видиме світло, що і визначає колір барвника.

Всі способи фарбування тканин поділяють на періодичні та безперервні. Безперервний спосіб фарбування є найбільш продуктивним способом, але потребує спеціального та дороговартісного

обладнання: камери запарювання, прохідні фарбувальні коробки, промивні коробки, повітряні зрільники, віджимні пристрої, сушарки.

Періодичний спосіб фарбування тканини має свої переваги. По-перше, простота та доступність використання апаратурного оснащення. По-друге, періодичне фарбування дозволяє зменшити обсяги відходів, після чого процеси можуть бути оптимізовані для використання залишків барвників та сировини. Це не лише дозволяє економити ресурси, але й зменшує негативний вплив на довкілля, зменшує кількість небезпечних відходів, які потребують утилізації. По-третє, така технологія забезпечує ефективність використання води та енергії, що є критично важливим у сучасних умовах обмежених ресурсів.

На ПрАТ «ЧШК» для фарбування тканини періодичним способом впроваджено сучасні технології фарбування з використанням фарбувально-роликових машин типу «Супер-джиггер ВН» компанії «Henriksen» (Данія). Ця технологія дозволяє досягти високої якості фарбування, забезпечуючи ефективність та екологічність процесу. Фарбувально-роликові машини (джиггер) призначені для відварювання, відбілювання, фарбування та промивки полотна тканини і трикотажних полотен, вироблених з натуральних і хімічних волокон та їх сумішей. Обробка здійснюється без складок і заломів при регульованому натягу полотна і температурі до 130°C.

За технологічним режимом ПрАТ «ЧШК» попередньо відварена, вибілена та висушена тканина піддається фарбуванню у фарбувальному розчині (фарбувальній ванні). Залежно від виду тканини, яку потрібно пофарбувати, обирається відповідний барвник, рецептура фарбувальної ванни та режим фарбування. Умови фарбування основних барвників, якими фарбують на ПрАТ «ЧШК», представлені в таблиці 1.

Таблиця 1 – Умови фарбування тканин на ПрАТ «ЧШК» (загальний об'єм фарбувальної ванни 800 л)

Компонент, умова фарбування	Клас барвників		
	активні	прямі	дисперсні
Тканина для фарбування	бавовняні тканини (бязь, віскоза)	бавовняні тканини (бязь, віскоза)	поліефір
Час фарбування, хв	60	40	40
Температура фарбування (температура фарбувальної ванни), °C	60	95	130
Маса тканини, кг	250	250	250
Об'єм попередньо розвареного барвника, л	120	120	120
Маса кристалічної соди (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ), кг	20	20	-
Маса кухонної солі (NaCl), кг	30	30	-
Об'єм оцтової кислоти (98%), л	-	0	2,5
Маса закріплювача (Колофікс. конц.), кг	10	10	10
Об'єм пом'якшеної технологічної води, л	довести до 800	довести до 800	довести до 800

Технологічна схема, за якою здійснюється фарбування тканини на ПрАТ «Черкаський шовковий комбінат» представлена на рис. 1.

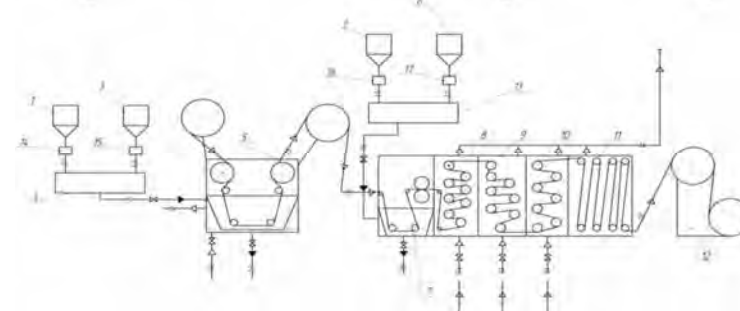


Рисунок 1 – Технологічна схема процесу фарбування бавовняних тканин на ПрАТ «ЧШК»:

1, 2 – ємкості з пом'якшеною водою; 3 – ємкість з барвником та допоміжними речовинами (кухонна сіль, сода); 4 – ємкість для приготування фарбувального розчину; 5 – фарбувально-роликова машина «Джиггер», 6 – бак плюсовочного реагенту; 7 – плюсовочне відділення; 8 – перше сушильне відділення; 9 – друге сушильне відділення; 10 – третє сушильне відділення; 11 – стабілізуюче відділення; 12 – бракувальна машина; 13 – ємкість плюсовочного розчину; 14-17 – дозатори.

Потоки: 1.1 – вода; 1.2 – барвник; 1.3 – розчин барвнику; 1.4 – пара; 1.5 – тканина; 1.6 – плюсовочний розчин; 1.7 – плюсовочний реагент.

У ємкість для приготування фарбувального розчину 4 подаються барвник та кухонна сіль з ємкості 3 та вода з ємкості 1 за допомогою дозаторів 14 і 15. Створений фарбувальний розчин подається у фарбувально-роликову машину «Джиггер» 5, де, за технологічним режимом виробництва, відбувається фарбування тканини. Тканина проходить з одного валу фарбувальної машини на інший два рази при температурі  $40 \pm 2^\circ\text{C}$ . Після цього у фарбувальну ванну із ємкості 3 додають кальциновану соду і тканина проходить з одного валу на інший шість разів при температурі  $60^\circ\text{C}$ . До ванни із резервуару 3 додається закріплювач Колофікс концентрований, який слугує закріплювачем барвників на тканині.

Розмір партії тканини  $1200 \pm 30$  м. Швидкість руху тканини у фарбувально-роликовій машині – 80 м/хв. Тривалість проходу – 15 хв. Один рулон тканини фарбується приблизно 8 год. Після фарбування у фарбувальній ванні фарбувально-роликової машини «Джиггер» 5 здійснюються промивання та миловка тканини за технологічними режимами фарбування класу барвників, якими фарбують. Фіксація (проявлення) барвників на тканині та її спеціальна обробка (водонепроникність, незмиральність, безусадкова обробка, здатність утворювати складки, апретування, здатність до брудовідштовхування тощо) після фарбування здійснюється плюсовочно-запарювальним способом. У ємкості 13 готується плюсовочний розчин шляхом додавання води із ємкості 2 та плюсовочного реагенту із баку 6 за допомогою дозаторів 16 і 17. Вид та склад плюсовочного реагенту визначається метою та засобами обробки тканини. Створений плюсовочний розчин із ємкості 13 подається у плюсовочне відділення 7, в якому відбувається плюсування тканини за технологічним режимом ПрАТ «ЧШК». Після віджимання тканини між валами плюсовочного відділення 7, тканина проходить між роликами сушильних відділень 8, 9, 10, де піддається впливу гарячого пару і висушується. У стабілізуючому відділенні 11 тканина стабілізується, вирівнюється, охолоджується зовнішнім повітрям та намотується на великі вали бракувальної машини, мета роботи якої визначити дефекти тканини після фарбування.

Висушена готова тканина направляється в бракувально-прибиральну дільницю виробництва для розбракування і пакування. Цей процес здійснюється на бракувально-обліковій машині Б-180. Тканину розбраковують, вимірюють, виявляють можливі недоліки, визначають її сорт якості згідно ГОСТу, маркують та направляють

на пакування. Готову тканину пакують у поліетиленову плівку, перев'язують тасьмою, прикріплюють ярлик і направляють у відділ збуту для реалізації.

Тож, періодичний спосіб фарбування тканини є перспективним, тому що відкриває новий напрямок досліджень щодо повторного використання утворених стічних вод, що, в свою чергу, дає додаткові можливості для заощадження ресурсів реального виробництва та економію витрат на його організацію.

## ЛІТЕРАТУРА

1. Волинчук Ю. В., Нікітін Т. О. Аналітичне дослідження ринку товарів легкої промисловості України. Економічний форум, 2020, 1(2), 28-36. DOI: <https://doi.org/10.36910/6775-2308-8559-2020-2-4> (дата звернення 03.11.2024).
2. Базові знання та загальні барвники для фарбування текстилю URL: <https://www.testextextile.com/uk/basic-knowledge-and-common-dyestuffs-of-textile-dyeing/> (дата звернення 04.11.2024).
3. Основи технології текстильного виробництва. Оздоблення бавовняних тканин. URL: <https://osvita.ukr-lit.com/ozdoblennya-bavovnyanix-tkanin/> (дата звернення 04.11.2024).

Ця робота з технології попереднього очищення води р. Дніпро була представлена на міжнародному Форумі в Коломбо (Шрі-Ланка, 01.12.2019 р.) в рамках проекту «Water Harmony Erasmus+».

## PRELIMINARY TREATMENT OF THE DNIPRO RIVER WATER

**STOLYARENKO H. S.**, *Doctor of Technical Sciences, Professor, Head of the Department of Chemical Technologies and Water Purification.*

*Cherkasy State Technological University*

The main sources of pollution of the Dnieper River are wastewater from industrial and municipal facilities, as well as agriculture, water from treatment plants in the city of Kyiv and Kaniv, water from the Irdyn marshes, as well as small rivers. In spring and summer period, due to the high content of sulfur-phosphorus-nitrogen-containing compounds, intensive water blooming is observed due to the rapid development of blue-green algae, which currently make up 90% of the total mass of vegetable plankton.

Objective: to explore alternative approaches to solving the problem and develop a technology for pre-treatment of the Dnipro River water, which will allow minimizing the amount of humic acids, fulvic acids, high and low molecular weight organic compounds before the chlorination stage at the water treatment plant in Cherkasy.

Since Dnipro River water is classified as slightly polluted wastewater, it is suggested to carry out biological purification of water from organic compounds directly in the waters of the river bed before the water intake. The technical problem of the proposed technology is need to carry out alluvial work associated with the construction of a dam (1650 m), taking into account the placement of the water intake and to create an industrial production of reagent substrate (figure 1).

Industrial synthesis of activated sludge for biological purification of the Dnipro river water includes mechanical treatment of waste water, separation of solid sediment from it, settling of waste water in the primary clarifier and separation of raw sediment from the primary clarifier, aerobic biological purification, settling of waste water and activated sludge in the secondary clarifier, removal of excessive activated sludge from the secondary clarifier and removal of treated wastewater.



**Figure 1** Pre-treatment stage of the river water

At the second stage production of reagent substrate, there is conducted treatment of the excessive activated sludge by intense physical and mechanical action by the method of cavitation. When extracting enzymes from microorganisms, the processing the sludge mixture or excessive sludge is carried out for 10-15 seconds at a pressure of 0.45-0.5 MPa. Enzymatic-catalytic process allows to accelerate biochemical reactions of the decomposition of organic compounds in the treated water.

There was conducted investigations of preliminary water treatment of the Dnipro River, a laboratory installation of the biological stage of the enzymatic-catalytic process was developed, a bench installation of complex purification of natural water was developed, studies were conducted to determine the optimal conditions for sludge mixtures, as well as doses of enzyme-sludge substances, also a flow chart for the dosing of substances in natural water was suggested. In the course of the project, the appropriate equipment was selected. Space-planning solutions have been developed, the technical and economic indicators of production creation have been calculated, and the prospects for the economic evaluation of the whole proposed project have been analyzed.

The proposed method allows during 3-4 hours to purify water and by increasing the cleaning efficiency to improve the quality of purified water and at the same time to obtain a complex organic-mineral fertilizer by joint enzymatic-cavitation treatment of activated sludge. According to the developed and suggested technology for purifying the Dnipro River water, the content of organic compounds, heavy metal ions and halogen derivatives has been reduced 10-30 fold. This, in turn, makes it possible to reduce the content of chlorine derivatives after the chlorination stage from 185 to 2  $\mu\text{g} / \text{dm}^3$ . As a result of the introduction of this technology, the cost of finished product - drinking water for residents of Cherkasy will be increase by 2.5 times, but this is offset by its high quality and the prevention of many diseases caused by the presence of toxic derivatives of chlorine in tap water.

## РОЗРОБКА ЕФЕКТИВНОЇ КОМПЛЕКСНОЇ СИСТЕМИ ХЕМОДЕСТРУКЦІЇ ВАЖКОРОЗКЛАДНИХ СПОЛУК

**СТОЛЯРЕНКО Г. С.,** *д.т.н., професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

**ФОМІНА Н. М.,** *старший викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.*

*Черкаський державний технологічний університет*

Як спадщина довоєнного часу на території Черкаської області знаходяться більше десяти складів із залишками сотні тон пестицидів та агрохімікатів, що зберігаються без дотримання вимог, які б попереджували їх надходження у ґрунти, підземні води, а потім до організму людини, викликаючи тяжкі хвороби.

Окрему групу небезпечних відходів становлять невідомі, непридатні та заборонені до використання хімічні засоби захисту рослин (ХЗЗР). За даними органів місцевого самоврядування та проведеної у 2022 році Департаментом агропромислового розвитку Черкаської обласної державної адміністрації щорічної інвентаризації місць накопичених заборонених і непридатних до використання в сільському господарстві хімічних засобів захисту рослин, станом на 01.01.2023 в області у 11 складах та сховищі зберігається 278,421 т невідомих, непридатних та заборонених до використання хімічних засобів захисту рослин. З 11 складів, на яких зберігаються хімічні засоби захисту рослин, у задовільному стані знаходиться 7 складів, у незадовільному стані – 4 склади. Сховище в смт Єрки розгерметизовано та знаходиться в незадовільному стані. Заходи щодо вилучення, утилізації, знищення та знешкодження непридатних або заборонених до використання пестицидів і агрохімікатів та тари від них включені до Обласної програми охорони навколишнього природного середовища на 2021-2027 роки, яка затверджена рішенням Черкаської обласної ради від 19.02.2021 № 5-23/VIII, зі змінами. У 2022 році за кошти власників відходів пестицидів із с. Чорнявка та с. Худяки Черкаського району на утилізацію спеціалізованому підприємству передано 0,64 т непридатних ХЗЗР на суму 24,2 тис. грн. [1].

Використовуючи проби стічних вод одного з Черкаський підприємств в лабораторії кафедри хімічних технологій та водо-

очищення Черкаського державного технологічного університету проведені дослідження з розробки ефективної технології розкладання небезпечних органічних сполук для деструкції їх за місцем їх складування шляхом застосування пересувних систем. Такий підхід апріорі мінімізує витрати на транспортування токсичних сполук по території України та зменшує вартість переробки небезпечних пестицидів та агрохімікатів за кордоном на десятки млн. євро.

Дослідження процесів деструкції пестицидів та інших отруйних речовин проводились на стендових установках гідродинамічної кавітації та плазмохімічного розкладання органічних речовин. Результати досліджень використано для розробки (та створення в майбутньому) промислової стаціонарної або пересувної установки для проведення процесів деструкції токсичних сполук за місцем складування, або захоронення.

Система хемодеструкції пестицидів представляє собою комплекс обладнання, що складається з двох стадій. На першій стадії: з каталітичного гідродинамічного реактора, джерела живлення, системи контролю та регулювання параметрів процесу. Каталітичний реактор використовувався для синтезу та застосування високоефективних радикалів  $\text{HO}$  і  $\text{HO}_2$ , що виникають при механічному ініціюванні процесів розкладання води та утворення вуглеводневих радикалів із застосуванням, як окисника, кисень повітря.

На другій стадії використовувався електрокаталітичний реактор поверхневого розряду з застосуванням оксидних каталізаторів.

Під впливом двох стадій радикальних процесів окиснення пестицидів та інших важкорозкладних органічних сполук синтезується вуглеводневі фрагменти та вуглекислий газ та вода. При цьому досягається мінімізація органічних витрат на сумарний процес хемодеструкції пестицидів.

Пошук оптимальної технології переробки розчинів пестицидів проводився за пробами п'яти видів стічних вод які передавалися з виробництва у вигляді рідких фракцій. Обробка кожної з проб проводилась на технологічній схемі, яка складається з трьох стадій.

Стадія 1 – механічна обробка розчинів у кавітаційному стендовому апараті за заданою програмою.

Стадія 2 – відстоювання отриманої суспензії, фільтрація н сляних фільтрах.

Стадія 3 – фінішна утилізація залишкового вмісту пестицидів в зоні поверхневого (бар'єрного) розряду при температурах 85-100°C.

Вміст пестицидів у вихідних та кінцевих пробах визначалися за сучасними методиками.

На таблиці 1 надано Протокол дослідження хромато-мас спектрометричного аналізу зразків проб.

Таблиця 1 – Протокол дослідження аналізу зразків проб  
Підрозділ: Лабораторія хромато-мас спектрометрії

Найменування і тип ЗВТ та ВО	Заводський номер
<input type="checkbox"/> Рідинний хроматограф Agilent 1260 з одноквадрупольним детектором Agilent 6125	SG1733N004
<input type="checkbox"/> Рідинний хроматограф Agilent 1290 з трьохквадрупольним детектором Agilent 6460	SG17247605
<input type="checkbox"/> Газовий хроматограф Agilent 7890В з одноквадрупольним детектором Agilent 5977В	US1737M0M1
<input type="checkbox"/> Газовий хроматограф Agilent 7890В з трьохквадрупольним детектором Agilent 7000D	US1737U0M2

В таблиці 2 представлено результати аналітичного контролю по пробі 1 «Голіаф».

Таблиця 2 – Результати аналітичного контролю по пробі 1 «Голіаф».

Реєстраційний номер зразка	Назва зразка	Назва показника, одиниці вимірювання	Позначення НД на метод випробування	Вимоги НД на продукт	Результат випробувань	Результат за стадіями
0434-18R	Голіаф	2,4-Д кислота мг/л	EN 15662:2008, PI 7.7-01, PI 7.7-02	Не більше 0,002	146	Після стадії 3
		Дикамба у формі диметиламіної солі, мг/л		Не більше 0,02	8	
0435-18R	Голіаф	2,4-Д кислота мг/л	EN 15662:2008, PI 7.7-01,	Не більше 0,002	143	Після стадії 3

		Дикамба у формі диметиламіної солі, мг/л	PI 7.7-02	Не більше 0,02	7	
0436-18R	Голіаф	2,4-Д кислота мг/л	EN 15662:2008, PI 7.7-01, PI 7.7-02	Не більше 0,002	143	Після стадії 3
		Дикамба у формі диметиламіної солі, мг/л		Не більше 0,02	7	
0437-18R	Голіаф	2,4-Д кислота мг/л	EN 15662:2008, PI 7.7-01, PI 7.7-02	Не більше 0,002	1100	Після стадії 1
		Дикамба у формі диметиламіної солі, мг/л		Не більше 0,02	700	

По пробі 1 «Голіаф» отримані результати: 1 стадія – 86,93 % розкладання;

3 стадія: 2, 4 – Д кислота – 93,8; Дикамба – 99,12%.

По пробі 2 «Ультрасил Дуо» отримані результати: 1 стадія – 87,1 % розкладання; 3 стадія: Імазаліл – 95,7%; Тебуконазол – 97,1%.

По пробі 3 «Міладар» отримані результати: 1 стадія – 95,8 % розкладання;

3 стадія: Нікосульфурон – 98,8%; Імазаліл – 98,8; Тебуконазол – 99,1%.

По пробі 4 «Панда» отримані результати: 1 стадія – 90,8 % розкладання;

3 стадія: – Хізалофоп–петіл; Пендиметалін; Тебуконазол – всі більше 99,9%.

По пробі 5 «КвінСтар Макс» отримані результати: 1 стадія – 96,4 % розкладання; 3 стадія: Хізалофоп–петіл; Імазаліл; Тебуконазол – всі більше 99,9%.

Пропонується використовувати установку механічного та плазмохімічного розкладання пестицидів та агрохімікатів як пересувну для мінімізації витрат.

Високі результати ступеня очищення та низькі енергетичні витрати на розкладання таких важкорозкладних сполук дозволяють рекомендувати дану комплексну систему деструкції як конкурентноздатну та маловитратну.

1. Екологічний паспорт Черкаської області. Черкаси, 2023 р.

## **ТЕХНОЛОГІЯ БІОКОНВЕРСНОГО КОМПЛЕКСУ ДЛЯ ПЕРЕРОБКИ ВІДХОДІВ АГРОПРОМИСЛОВИХ ТА ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ З СУПУТНІМ СИНТЕЗОМ БІОГАЗУ**

**СТОЛЯРЕНКО Г. С.**, доктор технічних наук, професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

**ФОМІНА Н. М.**, старший викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

*Черкаський державний технологічний університет*

Технологія виробництва біодобрив (блок накопичення і переробки відходів, блок мікробіологічної ферментації, блок підготовки зброженої маси, станція вирощування мікробіодорослей, блок нетрадиційних джерел енергії) дає можливість одержати ефективні органо-мінеральні добрива та біодобавки з супутнім синтезом біогазу.

Відходи переробки сільськогосподарської сировини, такі як жом, шроти, м'ясо-кісткове борошно, пивна дробина та ін. є важливими компонентами для збалансування раціонів та комбікормів по протеїну. Наявність у м. Черкаси двох пивоварних заводів ставить проблему утилізації відходів даного виробництва.

На Україні отримують біля 0,5 млн тон пивної дробини яка містить: 76-79% води; 21-26% сухих корисних речовин; 4,7-5,0% сирого протеїну; 4,0-5,0% клітчатки; 1,4% жиру; 8,7-10,0% біологічно-активних речовин. Цей корм швидко псується, влітку зберігання не більше однієї доби, взимку – не більше трьох.

Пропонується енергозберігаюча біоконверсна технологія з переробки пивної дробини та інших відходів переробки сільськогосподарської продукції, суть якої полягає в тому, що цей матеріал спочатку проходить анаеробне збродження в біореакторі в термофільному режимі, це дає змогу отримати біогаз та зброжену масу збагачену біологічно-активними речовинами.

Зброжена маса після біореактора відпресовується на прес-фільтрі шнекового типу безперервної дії, за допомогою якого отримують шрот вологістю 55-60%. Шрот змішується з вологопоглинаючими добавками, що дає змогу по-перше збалансувати корм по поживних речовинах, а також знизити вологість суміші, до 35-40%.

Шрот, одержаний в результаті біоконверсної переробки має такий хімічний склад в перерахунку на суху речовину: волога – 14,0-15,0%; протеїн – 22,5-25,4%; білок – 21,2-23,0%; жир – 4,8-5,8 клітчатка – 14,2-15,6%; біологічно-активні речовини – 44,1-49,5%; зола – 3,6-5,1%; кормових одиниць в 1 кг шроту – 0,71-0,73%.

Анаеробне збродження дозволяє додатково отримати біогаз. Вихід біогазу складає 0,4-0,5 м<sup>3</sup> з одного кілограму органічної речовини. Біогаз, що отримується в даному технологічному процесі на 70% складається з метану, тобто, провівши відбір біогазу, ми маємо змогу використовувати додатково отриманий метан.

Метан може використовуватись, як паливо для підігрівання реактора. Через необхідну умову для проходження процесу збродження підтримується температура в межах 40-55 °С, то підігрівання реактора – процес безперервний і відповідно вирішення цієї задачі потребує значної кількості енергії. Використання метану біогазу суттєво скорочує потребу у зовнішній додатковій енергії. Також, часткове самозабезпечення енергією дозволяє зменшити залежність технологічного процесу від збоїв у енергопостачанні.

Собівартість однієї тони біологічно-активного корму із пивної дробини не перевищують 250 грн.

Окупність технологічного обладнання при ефективній експлуатації рівна 1,0-1,5 року.

Розроблено пристрій інтенсивної ферментації органічної маси, який містить стрічковий транспортер з електроприводом, бункери – накопичувачі відповідно для гною, торфу і пташиного посліду, смітку для переробки, пристрій для нагрівання відходів, пристрій для сушіння відходів, трубопровід з електронасосом і сітчастий фільтр, який відрізняється тим, що він обладнаний зв'язаним з біореактором анаеробного збродження органічної маси відокремлювачем сторонніх включень, бункером бентонітової глини, пристроєм спалювання лузги і подачі отриманої золи та компонентів через дозатор – змішувач у гранулятор – сушарку. За допомогою пристрою вирішується задача удосконалення безвідходного виробництва добрив шляхом переробки відходів органічного походження і компонентів, які забезпечують більшу ступінь знезараження маси і терміну зберігання добрив при оптимальній їх вологості та якості.

Лузгу соняшника або гречки завантажують у бункер і через засувку подають у камеру спалювання, яка обладнана також пальником для біогазу. Біогаз, отриманий у біореакторі, подається у

мокрый газгольдер, а потім на спалювання у пальник камери спалювання лузги і у пальник камери спалювання гранулятор-сушарки. Зола від лузги подається у гранулятор-сушарку за допомогою пилового вентилятора, який зв'язаний з низом камери через засувку.

Біореактор для зброджування підігривається через контактну поверхню нагріву від камери спалювання лузги, оскільки камера встановлена під ним. Гранулятор – сушарка має внутрішній барабан, у якому продукт змішується з частками золи, як ретура, і надходить у класифікатор, де гранули розміром 3-5 мм подаються у зовнішній барабан, а потім – у бункер для сухих гранул органічно - мінеральних добрив.

При розробці нової технології було вперше запропоновано підвищення ступеня знезараження суміші добрив і можливості тривалого зберігання добрив до трьох років за рахунок пристрою спалювання лузги і подачі золи в патрубок для ретура у грануляторі-сушарці. Нова технологія захищена патентом на винахід, розроблена конструкторська документація, виготовлений і випробуваний експериментальний зразок.

Розроблена технологія дозволить значно підвищити термін зберігання органічних добрив, підвищити ступінь знезараження отриманих добрив, покращити їх склад. Проведені дослідження засвідчують значне підвищення врожайності цукрових буряків, збільшення їх цукристості.

Результати розробок можуть бути впроваджені на підприємствах по виробництву сільськогосподарської продукції.

Переробка органічних відходів це технологія, яка ресурсо- та енергозберігаюча і дає можливість значно поліпшити екологічний стан регіону з одночасним отриманням добрив. Виробництво органічно-мінеральних добрив збільшує асортимент добрив, дає можливість використовувати в сільському господарстві більш поживні добрива, ніж мінеральні, які також мають більшу тривалість дії та меншу вартість.

Серійний випуск даних технологічних систем та їх продаж дає можливість на Україні забезпечити 200-300 тисяч сільськогосподарських підприємств, об'єднань і товариств енергетикою на 30-40%.

## ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПЕРЕРОБКИ ПЛАСТИЧНИХ МАС В МОНОМЕРИ

**СТОЛЯРЕНКО Г. С.,** доктор технічних наук, професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

**ФОМІНА Н. М.,** старший викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

*Черкаський державний технологічний університет*

Поліетилентерефталат (ПЕТФ, ПЕТ) – термопластик, найбільш поширений представник класу полієфірів, відомий під різними фірмовими назвами. Продукт поліконденсації етиленгліколю з терефталевою кислотою (або її диметилового ефіру); тверде, безбарвне, прозоре речовина в аморфному стані і біле, непрозоре в кристалічному стані.

Поліетилентерефталат (ПЕТФ), більш відомий як ПЕТ або лавсан являє собою складний термопластичний полієфір терефталевої кислоти і етиленгліколю. За фізичними властивостями це тверда речовина білого кольору без запаху. Поліетилентерефталат міцний, жорсткий і легкий матеріал і не отруйний.

Переходить в прозорий стан при нагріванні до температури склування і залишається в ньому при різкому охолодженні і швидкому проході через так звану зону кристалізації.

Одним з важливих параметрів ПЕТ є характеристична в'язкість обумовлена довжиною молекули полімеру. Зі збільшенням властивості в'язкості швидкість кристалізації знижується. Міцний, зносостійкий, хороший діелектрик не розкладається в природі тривалий час (процес розкладання займає близько 100 років).

На сьогоднішній день відходи з ПЕТ пластикових пляшок є найбільш затребуваним вторинною сировиною, джерелом ПЕТ полімерів. Буквально недавно ще сотні тисяч тон пластикових пляшок вироблених з первинної ПЕТ сировини (ПЕТФ – поліетилентерефталат) «закопувались» в землю і спалювалися, при цьому завдаючи непоправної шкоди навколишньому природному середовищу. Адже пластикова пляшка ПЕТ не розкладається.

На жаль, нормальні механізми по збору і переробці пластикових пляшок (ПЕТ, ПЕТФ) в місцях збору сміття і на міських звалищах далекі від досконалості. Бракує заводів з переробки відходів. Невелике місто, в межах 100 000 населення, щомісяця викидає

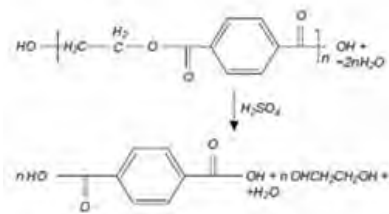
близько 20 тон пластикових пляшок (ПЕТ, ПЕТФ). І з кожним роком, обсяг відходів з ПЕТ пластикової пляшки зростає на 20%. І якби не вторинна переробка країну чекала б екологічна катастрофа. Після кожного міського свята вивозиться на звалища тони пластикових пляшок.

Метою роботи є розробка теоретичних основ переробки поліетилентерефталату та запропонувати технологію утилізації пластикових ПЕТ (ПЕТФ) пляшок шляхом синтезу терефталевої кислоти, тобто повернення до мономеру.

Реакція кислотного гідролізу ПЕТФ перебігає за звичайно схемою зворотним холодильником. Вихідними компонентами для проведення експерименту було обрано вторинний ПЕТФ у вигляді пластівців розміром 0,1–0,25 мм та 8М сульфатну кислоту.

Експеримент кислотного гідролізу проводився в скляній колбі при постійному перемішуванні за кімнатної температури та нагріванні до 80 °С, на водяній бані. Під час експерименту з кислотою випадання осаду спостерігалось за температурою 80 °С через 4 години.

Продукт, отриманий у процесі кислотного гідролізу ПЕТФ, промивали дистильованою водою для видалення залишків етиленгліколю (ЕГ) та сульфатної кислоти.



ТФК із отриманої суміші виділяли шляхом оброблення терефталевої солі 1М розчином NaOH (оскільки ТФК розчинна в лугах) і осаджували 15% розчином HCl.

Продукти розкладу терефталевої кислоти:

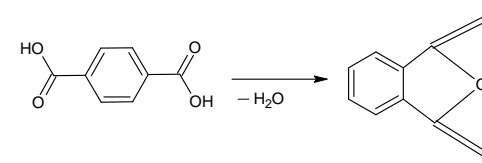
1. Етиленгліколь (синоніми: моноетиленгліколь, МEG) є найпростіший двоатомний спирт з хімічною формулою: OH-CH<sub>2</sub>-CH<sub>2</sub>-OH і являє собою безбарвну в'язку рідину, майже не має запаху. Розчиняється водою, спиртом, скипидаром та ацетоном.

Застосування етиленгліколю в якості низькозамерзаючої рідини (антифризу). Приклади використання: охолоджуюча рідина в

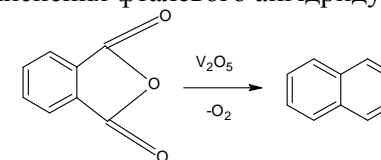
двигунах внутрішнього згорання, теплоносій в системах опалення та нагріву, холодоносій в системах охолодження, запобігання обмерзанню в авіації.

2. Терефталева кислота

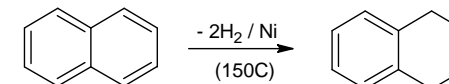
1 стадія: розклад терефталевої кислоти до фталевого ангідриду:



2 стадія: окиснення фталевого ангідриду до нафталену:

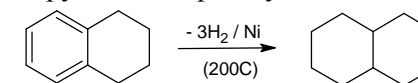


3 стадія: дегідування нафталену до тетраліну:



Тетралін використовується як добавку до палива для реактивних двигунів.

4 стадія: дегідування тетраліну до декаліну:



Декалін використовують як добавку до автомобільного палива.

## ОТРИМАННЯ МОТОРНИХ ПАЛИВ І ГОРЮЧИХ ГАЗІВ ПРИ ГАЗИФІКАЦІЇ РОСЛИННОЇ БІОМАСИ

СТОЛЯРЕНКО Г. С., доктор технічних наук, професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

ФОМІНА Н. М., старший викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

Черкаський державний технологічний університет

Метою даної роботи є розробка та впровадження нового методу з отримання екологічно чистих рідких моторних палив з рослинної біомаси. Палива не містять сірковмісних з'єднань, які виділяються при горінні у вигляді діоксиду сірки. Палива виходять з газів газифікації біомаси повітрям при невисокому тиску і температурі. Використовується технологія низькотемпературної плазми.

Біомаса переробляється в паливні та хімічні продукти різними методами: піролізом, гідролізом, газифікацією, гідрогенізацією тощо. Ці процеси здійснюються на пересувних чи стаціонарних установках.

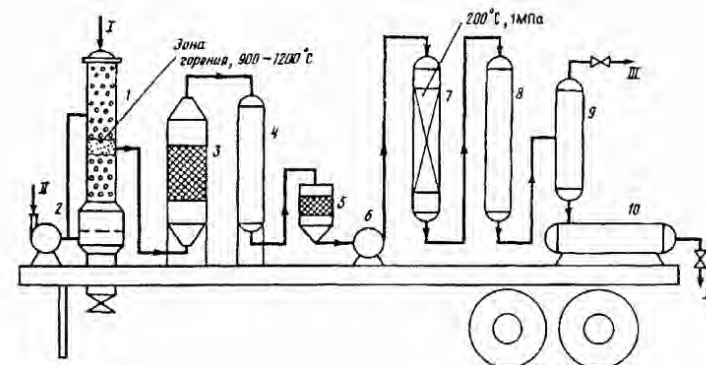
Застосування відновлюваної рослинної біомаси для виробництва моторних палив доцільно і навіть необхідне у зв'язку з обмеженістю запасів нафти в Україні. Доцільно також використовувати місцеві види палив: буре вугілля, торф, сланці, різні тверді органічні відходи (сміття у містах) при переробці в рідке паливо. Розроблено процес електрокаталітичного зрідження рослинної біомаси методом гідрогенізації при  $350^{\circ}\text{C}$  під тиском водню при 6,4 МПа. З 1 т біомаси отримують 24 кг синтетичної нафти і 160 кг залишку типу асфальту.

У результаті каталітичної конверсії газу при  $200\text{--}250^{\circ}\text{C}$  і 1,0 МПа виходить суміш рідких вуглеводнів. При цих процесах 1 т компонентів моторного палива виходить з 8 т вихідної сировини. Загальний ККД синтезу рідкого палива з вихідної сировини (біомаси) складає близько 40%. З лісосічних або сільськогосподарських відходів з 1 кв. км на пересувних установках можна отримати від 100 до 200 т рідкого палива.

Наприклад, в Норвегії застосовуються пересувні установки на лісосіках, де переробляються рослинні відходи методом піролізу. Продуктивність окремої установки від 10 до 30 т деревного вугілля на добу. При піролізі з 1 т відходів (тріска) виходить 280 кг вугілля, 200 кг смоли піролізу і близько 222 кг газоподібного палива.

Газоподібне паливо використовується для підтримки процесу піролізу. Смола піролізу застосовується як котельне паливо або піддається гідрооблагороджуванню під тиском водню для отримання бензину та дизельного палива. Стаціонарні установки піролізу можуть мати до 40 печей і розраховані на переробку 300-350 тис. т органічних відходів на рік.

Схема установки для отримання рідкого палива з рослинної біомаси надана на рисунку 1.



1 – газогенератор; 2 – повітряний компресор; 3 – адсорбер; 4 – холодильник; 5 – фільтр тонкого очищення; 6 – компресор; 7 – реактор; 8 – теплообмінник; 9 – сепаратор; 10 – приймач рідкого палива.

Лінії: I – біомаса, II – повітря, III – відпрацьований газ, IV – синтетичне рідке паливо.

Рисунок 1 – Схема установки для отримання рідкого палива з рослинної біомаси

## ЕЛЕКТРОХІМІЧНИЙ ЗАХИСТ МЕМБРАН ПРИ ЗНЕСОЛЮВАННІ ВИСОКОМІНЕРАЛІЗОВАНИХ ВОД

ТУПИЦЬКА Н. І., здобувач третього рівня вищої освіти (PhD).

ТУПИЦЬКИЙ Б. І., магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.

СТОЛЯРЕНКО Г. С., д.т.н., професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

Черкаський державний технологічний університет

Однією з головних проблем водопідготовки при використанні морської та підземних шахтних вод мінеральні та біологічні відкладення при демінералізації мембранними технологіями.

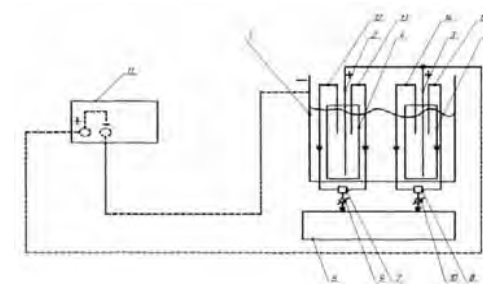
Методи демінералізації мають як позитивні так і негативні якості і застосовуються у певних концентраційних межах. Нові розробки пропонують комплексні багатоступеневі схеми очищення води з переробкою концентрованих розсолів. Найважчим процесом технології вилучення солей є зниження вмісту іонів  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  з 25000 до 1000 мг/дм<sup>3</sup>. Ці процеси дуже трудомісткі та енерговитратні. Крім того, такі методи, як електродіаліз, зворотний осмос, натрій-катіонування економічно доцільно застосовувати при мінералізації  $1000 \pm 100$  мг/дм<sup>3</sup> та менше.

Таким чином, актуальною є завдання створення технології та апарату первинної демінералізації високомінералізованих шахтних вод з мінімізацією енергетичних витрат. Метою роботи є дослідження процесу демінералізації та знезараження методом електроактивації та розробка апарату комплексного очищення морської та шахтної води для підготовки до остаточної демінералізації води мембранними методами.

Електрохімічна активація це фізико-хімічний процес, сукупність електрохімічного та електрофізичного впливу на воду в зоні просторового розряду на поверхні електродів. На катоді через зростання концентрації іонів  $\text{OH}^-$  досягається 70-80% виходу за струмом, наприклад, щодо зниження жорсткості води, катіонів заліза та інших важких металів. В анодній області присутність іону хлору приводить до утворення ряду кисневмісних іонів хлору за відомими механізмами електродних реакцій. Іон гіпохлориту приводить до ефективного знезараження води. Зниження концентрації органічних сполук зв'язано з адсорбцією та соосадженням на колоїдних частинках

гідроксидів в катодній області і з частковим окисненням розчинених органічних речовин іоном гіпохлориту та соосажденні на гідроксиді заліза в аноліті, що спрощує технологію водопідготовки. Вона полягає у роздільному відділенні осаду та подальше змішування католіту та аноліту.

Проведено дослідження ефективності методів електроактивації та визначено залежності параметрів електрохімічного впливу на склад морських та підземних шахтних вод. Отримано графічні залежності ступеня очищення підземних вод від різних параметрів (сили струму, напруги, відстані між електродами, часу проведення електроактивації, об'єму відбору проб кислої води у процесі, проведено їх аналіз та зроблено висновки щодо використання процесу електрохімічної активації для підготовки води, що подається на стадію мембранного знесолювання. Схема лабораторної установки для очищення води методом електроактивації надано на рисунку 1.



1 – корпус електроактиватора (катод); 2, 3 – електроди (аноли); 4, 5 – брезентові мішки для електродів; 6 – ємність для аноліту; 7, 8 – насоси; 9, 10 – крани для одбору аноліту; 11 – блок живлення; 12, 13, 14, 15 – патрубки для одбору аноліта та католіта.

Рисунок 1 – Схема лабораторної установки для очищення води методом електроактивації

Результати демінералізації висококонцентрованої води методом електроактивації представлено в таблиці 1.

Таблиця 1 – Результати демінералізації висококонцентрованої води методом електроактивації.

Найменування показників якості води	Результати дослідження		
	Вихідна вода	Вода після очищення методом електроактивації	Ступінь очищення, %
Сухий залишок, мг/дм <sup>3</sup>	9806	4665	52,4
Сульфати, мг/дм <sup>3</sup>	450	270	40
Хлориди, мг/дм <sup>3</sup>	2958	700	76,3
Загальна жорсткість, мг/дм <sup>3</sup>	43,8	20,5	53,2

Досліджено процес демінералізації морської води Тилигульського лиману Одеської області (див. табл. 2) на стендовій установці. Даний процес пов'язаний безпосередньо з джерелом води для Одеського припортового заводу, де використовуються мембранні технології в схемі водопідготовки води для виробництва.

Встановлені оптимальні умови електроактивації, визначено зміни хімічних властивостей морської води після електроактивації, доведено доцільність використання даного методу попереднього очищення для сталої роботи систем ультрафільтрації та зворотного осмосу протягом довгого періоду експлуатації.

Для проведення досліджень розроблено апарат безперервної дії з електродами особливої конструкції (сталі катоди та ОРТА-анооди).

В процесі очищення морської води через активатор вміст важких металів зменшується на 85-96%; органічних сполук – на 58-65%, мікроорганізмів – на 89-94%. Витрати електроенергії склали 7-10 кВт·ч/м<sup>3</sup>.

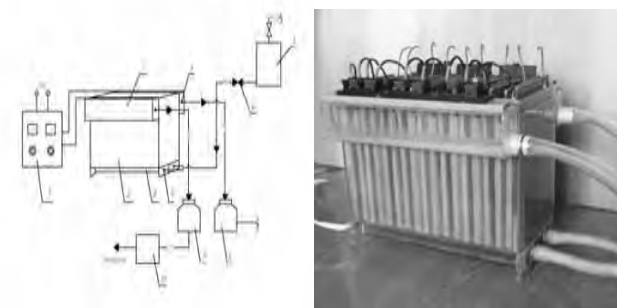
Ступінь очищення вод Тилигульського лиману надано в табл. 2.

Таблиця 2 – Ступінь очищення вод Тилигульського лиману (Щільність струму 1,0-1,5 А/дм<sup>2</sup>, кількість електроенергії за дослідом в (в кВт·ч/м<sup>3</sup>): №1 – 5,5, №2 – 7,8.)

Показники, мг/дм <sup>3</sup>	% очищення		
	Вихідні	Дослід №1	Дослід №2
Солевміст	7228.6	50,64	59,39
Жорсткість мг-екв/дм <sup>3</sup>	77,31	67,21	74,15
Окисненість мг О <sub>2</sub> /дм <sup>3</sup>	14,0	78,40	80,10
Сульфати	1072,4	54,89	56,22
Хлориди	867	58,61	58,99
Бікарбонати	341	81,60	87,00
Ca <sup>2+</sup>	370	69,50	70,45
Mg <sup>2+</sup>	715	58,12	60,11

Остаточний активний хлор після змішування католіту та аноліту підтримує у чистому вигляді мембрани без кальматаційних та біологічних відкладень довгий час.

Розроблена та запропонована апаратура та технологія раціонального використання процесу без попередньої демінералізації вод. Схема стендової установки електрохімічної активації представлена на рисунку 2.



1 – блок живлення; 2 – основна ємність; 3 – ємність для католіту; 4 – ємність для аноліту; 5 – ємність з водою, що досліджується; 6 – кран; 7 – камера для відведення води; 8 – камера для підведення води; 9 – штуцер; 10 – відстійник аноліту.

Рисунок 2 – Схема стендової установки електрохімічної активації

Таким чином, дані дослідження підтвердили, що метод електроактивації є універсальним методом попередження кальматації (сульфатних відкладень), біообрастання та демінералізації, що може бути ефективним для технології очищення води при подальшому використанні ультрафільтрації та зворотного осмосу.

# ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ДЕСТРУКЦІЇ ВОДНИХ РОЗЧИНІВ ПОЛЮТАНТІВ. СТАДІЇ ПОПЕРЕДНЬОГО ОЧИЩЕННЯ ВОДИ РІЧКИ ДНІПРО

ТУПИЦЬКА Н. І., здобувач третього рівня вищої освіти (PhD).

ФОМІНА Н. М., старший викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

СТОЛЯРЕНКО Г. С., д.т.н., професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

Черкаський державний технологічний університет

Актуальність досліджуваної проблеми полягає у необхідності попереднього очищення води річки Дніпро перед існуючими стадіями очищення на Дніпровський водоочисній станції, оскільки постійне зростання у воді рівня забруднювачів антропогенного характеру призводить до збільшення потреби хлорування води та, як наслідок, утворення в очищеній шляхом такого хлорування воді шкідливих хлорпохідних (тригалоїдметанів).

Робота присвячена зменшенню дії хлорорганічних з'єднань та пестицидів на здоров'я мешканців м. Черкаси і всього регіону і є, безсумнівно, актуальною.

Метою дослідження є зменшення у дніпровській воді органічних та неорганічних забруднювачів перед етапами стандартного фізико-хімічного очищення води. На даний час джерел чистої прісної питної води у м. Черкаси немає. Вода р. Дніпро перейшла у категорію слабо забрудненої стічної води. І для цього об'єктивні пояснення.

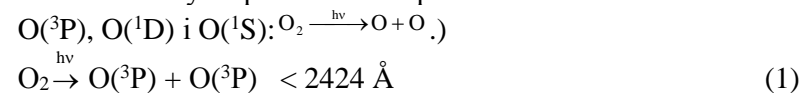
Розглянемо коротко як формується сток р. Дніпро. Починаючи з боліт в річку надходять стічні води великих міст сусідніх держав. У вже забруднену воду надходять води із забрудненої р. Прип'ять (після Чорнобильської катастрофи), додаються стоки очисних споруд м. Київ, Канева та стоки забруднених річок: Росава та Рось. А ще в джерело питної води для 30 млн українців додаються стоки Ірдинських боліт та змиви з полів розорених земель у прибережних зонах. Каскад водосховищ не справляється з природним самоочищенням води, а очисні споруди на стадії хлорування призводять до зростання тригалоїдметанів у майбутній питній воді.

Саме тому було запропоновано впровадження системи попереднього очищення води в районі ковша забору води з р. Дніпро для

подальшої її очищення та підготовки для використання, як питної води мешканцями м. Черкаси. Пропонується, як процес вилучення органічних речовин, використати блоки біофільтрів та фільтрів адсорбції (на природних сорбентах) оригінальної конструкції, розташувавши їх безпосередньо перед ковшем забору води.

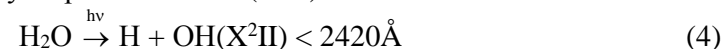
Додатково запропоновано з метою розбавлення основного потоку води використати інфільтраційний забір води, розмістивши його вище за течією на глибині 2-5 метрів використовуючи, як фільтр, піщаний ґрунт.

Для очищення води, яка містить пестициди, мікро- і міліконцентрації решток фармацевтичних забруднювачів, органічних сполук, що важко розкладаються, пропонується додаткова стадія очищення методом гідродинамічної кавітації з подальшим використанням радикалів в зоні ультрафіолетового опромінення, або бар'єрного розряду. При такій комплексній обробці з кисню, розчиненого у воді й молекул води синтезуються збуджені атоми кисню та кисневміщуючі радикали. Процес залежить від порогової довжини хвиль з утворенням атомарного кисню:



Основний стан води у області 1400–1900 Å –  $\bar{X}^1A_1$ , кут між зв'язками Н-О-Н рівний 105,2°; енергія зв'язку  $D_0(\text{H-O-H})$  рівна 5,118±0,01 еВ.

При опроміненні води ультрафіолетовими променями з довжиною хвилі 1400 – 1900 Å, основним переважаючим процесом у цій області є утворення  $H^\circ$  і  $OH(X^2\Pi)$ :



Обертальне розподілення  $OH$  практично спостерігається при температурі 20-24 °С. Вважається, що збуджений стан води, відповідальний за дисоціацію у цій області – нестабільний стан  $\tilde{A}(^1B_1)$ .

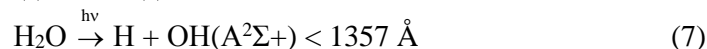
Другий енергетично можливий по спіну первинний процес:



При імпульсному фотолізі суміші води з великим надлишком  $H_2$  отримали більші концентрації  $OH$ , ніж при фотолізі чистої води. Утворення надлишку  $H_2$  віднесли до процесу (6) за наступною реакцією:



У області 1200 – 1400 Å основними переважаючими процесами є процеси (7), (10). При довжині хвилі менше 1350 Å наступний процес складає 5% від загального:



Енергія, яка перевищує мінімальне значення, необхідна для проходження реакції, іде переважно на обертаюче збудження  $OH(A^2\Sigma^+)$ .

Радикали  $HO\cdot$  і  $HO_2\cdot$  утворюються також з високим квантовим виходом при розкладанні води в умовах вакуумного ультрафіолету при довжині хвилі  $\lambda < 1470 \text{ \AA}$ :



Коливально-збуджені радикали  $O(^1D)$ ,  $HO\cdot$  і  $HO_2\cdot$  при будь-яких концентраціях практично миттєво ( $10^{-2} - 10^{-4} \text{ с}$ ) вступають в реакцію з молекулами полутантів, незважаючи на мікро концентрації останніх.

Пропонується здійснити передпроектне опрацювання технології попереднього очищення води перед стадіями забору води і хлорування для мінімізації виходу хлорпохідних і розробити техніко-економічне обґрунтування такої технології.

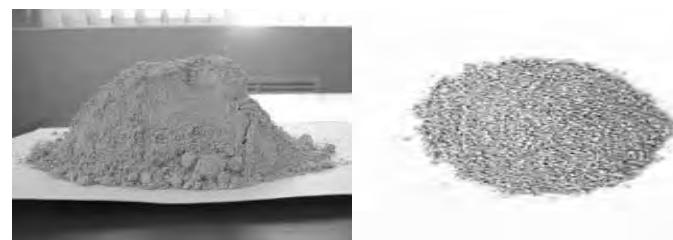
Внаслідок бойових дій, що ведуться на території нашої країни, відбувається руйнування промислових підприємств, очисних споруд та трубопроводів. Небезпечні, отруйні хімічні речовини та бактеріологічно забруднені води потрапляють у навколишнє середовище, переносяться поверхневими водами, вступають між собою у хімічну взаємодію, збільшуючи забруднення навколишнього середовища. Проблема водопостачання та якості води стає однією з найголовніших у сучасному суспільстві. Тому для вирішення задач, пов'язаних з якістю питної води доцільно створювати і постійно удосконалювати системи водоочищення, змінювати законодавство у сфері охорони навколишнього середовища та підвищувати кваліфікацію спеціалістів даної галузі.

## ДОСЛІДЖЕННЯ ПРИРОДНИХ СОРБЕНТІВ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ ПРОМИСЛОВИХ СТІЧНИХ ВОД ВІД ІОНІВ ВАЖКИХ МЕТАЛІВ

**ФЕЩЕНКО Є. Я.**, магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.

**ФЕЩЕНКО Н. В.**, викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.  
Черкаський державний технологічний університет,

Для експериментів як природний сорбент було обрано природний клиноптилоліт Сокирницького родовища Закарпатського цеолітового заводу хімічний склад якого, згідно технічних умов (мас. ч.): Si – 63.207; Al – 6,873; Fe – 5.475; Cu – 0,004; Ti – 0.572; Mn – 0.075; K – 9,238; Na – 0.781; Ca – 1 1,438; Mg – 1.329. Зразки природного клиноптилоліту Сокирницького родовища представлено на рисунку 1. У досліджуваних зразках не виявлено Хрому. Питома поверхня клиноптилоліту, визначена за водою, становить 59 м<sup>2</sup>/г. Основним елементом цеолітового скелету є тетраedr, у центрі якого є атоми Алюмінію чи Силіцію, а навкруги них розміщено чотири атоми Оксигену. Таке розміщення викликає від'ємний заряд, який компенсується одновалентними чи двовалентними катіонами лужних чи лужноземельних катіонів. Важливим показником є співвідношення оксидів силіцію до алюмінію, яке згідно літературних даних становить 4,25 – 5,25. Згідно аналізу хімічного складу даної партії цеоліту це співвідношення складає 5:11.



(а)

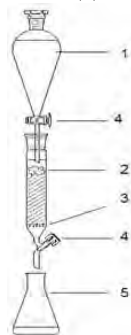
(б)

Рисунок 2.1 – Зразки природного клиноптилоліту Сокирницького родовища: а)  $d_3=1-2\text{мм}$ ; б)  $d_3>2\text{мм}$

Структура клиноптилоліту ніколи не руйнується під надвисоким тиском, щоб зруйнуватися, потребує температур, за яких плавиться скло, і не може бути нічим змінено хімічно, за винятком надзвичайно їдких (каустичних) або кислих умов.

Робота проводилась на експериментальній установці (рисунок 2), яка працює за наступною схемою.

Модельний розчин надходить з розподільної воронки 1 у адсорбційну колонку з цеолітовою засипкою 2. Сорбент насипається на решітку 3, яка вкрита фільтрувальним папером низької щільності (чорна стрічка). Швидкість фільтрування регулюється краном 4 на ділильній лійці 1. Кран колонного апарата повинен бути відкритий повністю. Фільтрат через встановлені інтервали часу збирали у ємності 5 і аналізували потенціометричним методом на іонімірі И-160 МИ.



1 – розподільна воронка з модельним розчином; 2 – цеоліт;  
3 – решітка; 4 – кран; 5 – приймач для збору фракцій

Рисунок 2 – Схема експериментальної установки для дослідження адсорбції в шарі цеоліту

Модельний розчин Купруму готували на дистильованій воді, змінюючи концентрацію  $\text{Cu (II)}$  від 0,01 до 20 г/дм<sup>3</sup>. Для дослідження сорбційної здатності цеоліту щодо іонів Хрому в статичних умовах готували розчин  $\text{Cr(NO}_3)_3$ , що містив 1 г/дм<sup>3</sup> іонів  $\text{Cr}^{3+}$ . Для визначення ізотерми адсорбції щодо іонів хрому використовували модельні розчини, приготовлені із дистильованої води та біхромату калію, змінюючи концентрацію  $\text{Cr (VI)}$  від 0,005 до 5 г/дм<sup>3</sup>. В умовах експериментів для ситового аналізу було відібрано пробу природного цеоліту масою 600 г. Оскільки матеріал є неоднорідним, то універсальної методики відбору проб не існує. Сутність ситового аналізу полягає у просіюванні досліджуваного матеріалу через сита з різними діаметрами входних отворів. Для процесу розсіювання були взяті сита з діаметром отворів 0,5 мм, 1 мм і 2 мм. Ситовий аналіз здійснювали вручну. Час просіювання тривав 10 хв. Таким чином цеоліт був розділений на 4 фракції: 1 фракція -  $d_3 < 0,5$  мм; 2 фракція -  $d_3 = 0,5-1$  мм; 3 фракція -  $d_3 = 1-2$  мм; 4 фракція -  $d_3 > 2$  мм. Для визначення рН досліджуваних розчинів застосовували потенціометричний метод. Визначення проводили на іонімірі з

використанням селективного електрода відповідно до стандартної методики. Для визначення рН в інтервалі 2–12 брали 25 см<sup>3</sup> досліджуваного розчину. Результат виводили шляхом усереднення трьох паралельних експериментів. Зміну рН середовища визначали іоніміром лабораторним И-160МИ. Іони Купруму визначали спектрофотометричним методом. Метод заснований на утворенні у кислому середовищі (розчин з концентрацією 0,2 моль/дм<sup>3</sup> за хлоридною кислотою) комплексу іону купруму з реагентом пікрамін-епсілон (2,4-дінитрофенол-(6-азо-2)-1-нафтол- 3,8-дісульфо кислота), що має червоно-фіолетовий колір. Визначенню не заважає ні один з усіх можливих компонентів питних вод. Робочий стандартний розчин сірчаної кислоти Міді готували розбавленням основного стандартного розчину сірчаної кислоти Купруму в 50 разів дистильованою водою. 1 см<sup>3</sup> розчину містить 0,002 мг  $\text{Cu}^{2+}$ . Застосовували свіжий розчин. У мірну колбу місткістю 25 см<sup>3</sup> додали 20 см<sup>3</sup> досліджуваної води, 0,8 см<sup>3</sup> розчину хлоридної кислоти, 15–20 мг аскарбінової кислоти, 1 см<sup>3</sup> розчину пікрамін-епсілону, дистильованою водою довели до мітки. Розчин перемішали та через 5 хвилин провели спектрофотометричне визначення. Кількість Купруму у пробі в мікрограмах знаходили за калібрувальним графіком.

Наступним кроком експерименту було одержання модифікованого сорбенту. Принцип модифікації сорбентів полягає у введенні катіонів в цеоліти, що мають ступінь окиснення не менше +2 і через те, що одним хімічним зв'язком можуть бути зв'язані з матрицею цеоліту, а іншим з фосфатами. Основною вимогою є те, щоб катіони давали нерозчинні фосфати. Регенерацію можна проводити кислотою або солями лужних металів. Проведено модифікацію природного клиноптилоліту Сокирницького родовища 1% розчином купруму сульфату, що імітував стічні води гальванічних підприємств у співвідношенні 1:100 за температури 293К упродовж 48 год.

Отже, використання природних сорбентів дозволяє вилучати широкий асортимент іонів металів із виробничих стічних вод з достатньо високою ефективністю: Нікелю – до 96%, Міді – 90%, Заліза – 96,7%, Хрому – 95% тощо. Крім того, використання цеоліту, як сорбенту при обробці стічних вод дозволяє значно знизити концентрації зважених речовин, БСК<sub>5</sub>, амонійного азоту тощо. Застосування цеоліту значно прискорює роботу очисних споруд на інших етапах очищення й знижує навантаження на мікроорганізми по очищенню стічних вод в аеротенках.

Порівнюючи ціни на ряд загальноприйнятих природних адсорбентів, глини виявляються найдешевшими тому доцільно продовжувати подальші експерименти.

## РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ ПЕРЕРОБКИ ГАЛЬВАНІЧНИХ ШЛАМІВ В ПІГМЕНТИ

**ФЕЩЕНКО Н. В.**, викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.  
**ФЕЩЕНКО Є. Я.**, магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.  
*Черкаський державний технологічний університет*

Гальванічне виробництво є одним з найбільш головних джерел забруднення навколишнього середовища через утворення великих об'ємів стічних вод які містять іони важких металів, неорганічні кислоти і луги, поверхнево-активні речовини та інші речовини. Серед даних з'єднань найбільш небезпечними та шкідливими є іони важких металів які містяться як в промивних водах так і в відпрацьованих електролітах. У машинобудуванні широке розповсюдження отримали такі покриття як нікелеве та мідне. Нікелювання використовується як для декоративних цілей так і в хімічній промисловості для покриття та захисту робочих поверхонь обладнання від впливу різних агресивних середовищ а також для підвищення витривалості робочих деталей машин та обладнання. Для підвищення електропровідності в електроліт іноді вводять сульфат натрію або калію. Важливим компонентом цього електроліту є борна кислота яка виконує роль буферної добавки що підтримує постійну кислотність електроліту. Для попередження пасивації анодів в нікелевий електроліт вводять активатори іони хлору у вигляді солей хлориду натрію або хлориду калію.

У теперішній час на більшості підприємств відпрацьовані електроліти скидаються разом зі стічними водами що призводить до періодичного збільшенню навантаження на очисні споруди. Об'єми відпрацьованих електролітів відносно не великі і складають всього від двох до п'яти відсотків стічних вод гальванічного виробництва, однак концентрація іонів важких металів в 100-150 разів вище ніж в промислових стічних водах. Разом з тим, високий вміст в відпрацьованих електролітах катіонів металів які мають хромофорні властивості дозволяють запропонувати можливість отримання на їх основі пігментних матеріалів.

Було розроблено технологію переробки гальванічних шламів в пігменти.

Концентрацію іонів міді визначали тетраметричним титруванням, іонів нікелю титруванням ЄДТА в присутності мурексида; рН контролювали за допомогою рН - метра Kelilong PH-061.

Потенціометричне титрування проводилось за стандартною методикою. Для ідентифікації фазного складу отриманих осадів використовувалася рентгенофазний аналіз який проводився на рентгеновському рефрактометрі. Визначення вмісту іонів цинку у відпрацьованих електролітах здійснювалося титрометричним методом з еріохромом чорним Т, іонів заліза – фотоколориметричним методом (за допомогою, хлорид-іонів та іонів амонію – методом прямої іонометрії). Елементний склад отриманих опадів визначався методом електронної скануючої мікроскопії на електронному сканувальному мікроскопі JSM-5610 LV із системою хімічного аналізу EDXJED-2201 (JEOL, Японія). Хромоолов'яний червоний малайїт  $e\text{-Ca}(\text{Sn},\text{Cr})\text{SiO}_5$  е, що містить цинкувальний шлам із процесу покриття Cr/Ni був успішно отриманий звичайним методом твердофазної реакції з отриманням високочистих керамічних пігментів ( $\geq 96\%$  малайїту). Колір, створений цими пігментами, відповідає стандартним очікуванням, зумовлений наявністю як Cr<sup>4+</sup>, так і Cr<sup>3+</sup> замінює Sn<sup>4+</sup> в октаедричній координації. Було виявлено, що співвідношення Cr<sup>4+</sup>/Cr<sup>3+</sup> значно впливає на червоний хромофорний компонент (а\*).

Цікаві ефекти фарбування були отримані шляхом додавання пігментів, що містять мул, до прозорих та непрозорих глазурей, з хромофорним відгуком, рівним або навіть кращим, ніж у комерційних пігментів малайїту. Найкращі результати досягаються при додаванні Хрому до молярного співвідношення Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/SnO<sub>2</sub> максимум 0,03. Більші додавання осаду означають підвищений вміст NiO, який перешкоджає введенню Хрому в кристалічну решітку та оптичним властивостям. Хоча повна оцінка меж стабільності все ще потрібна. Досліджено осадження іонів цинку з відпрацьованих електролітів цинкування різних Українських підприємств з метою одержання пігментів.

Було розроблено технологічну схему підготовки шламів для отримання пігментів (рисунок 1).

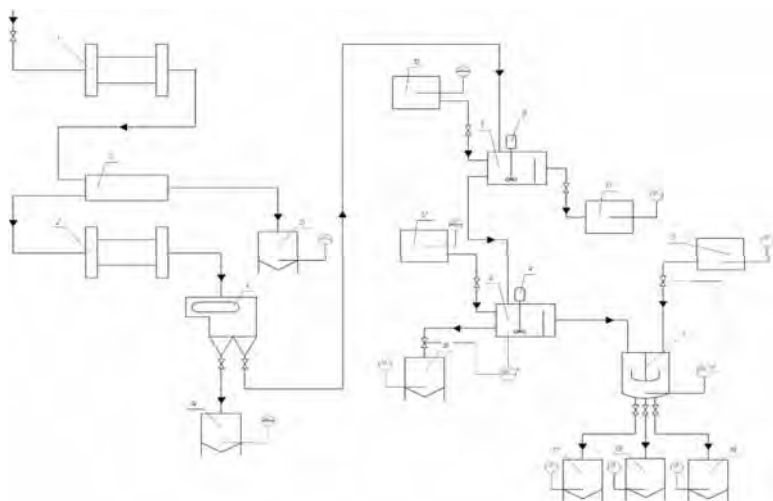


Рисунок 1 – Технологічна схема підготовки шламів для отримання пігментів

Результати одержаних досліджень дозволяють вирішити проблему утилізації відпрацьованих розчинів електролітів цинкування, а також розширити сировинну базу для виробництва пігментів. У даний час гальванічні покриття широко застосовуються в машинобудуванні для захисту виробів від корозії і надання необхідних властивостей (підвищеної зносостійкості, твердості та ін.).

Але технологія їх застосування передбачає утворення осаду стічних вод, гальванічного шламу, технологічних відпрацьованих розчинів.

Найбільш небезпечними відходами є відпрацьовані електроліти, оскільки вони мають високий вміст іонів важких металів, які викликають багато токсичних (канцерогенних, мутагенних тощо) ефектів. Інтерес представляє переробка промислових відходів з отриманням цінних матеріалів домішок під час роботи електроліту. Тому наступним кроком дослідження стала розробка технологічної схеми отримання пігментів з відпрацьованих електролітів гальванічного виробництва, яка представлена на рисунку 2.

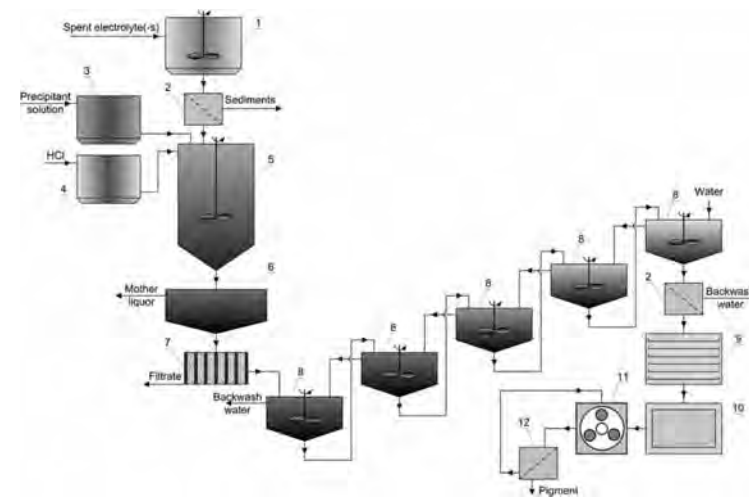


Рисунок 2 – Технологічна схема отримання пігментів з відпрацьованих електролітів гальванічного виробництва

Схема включає наступні етапи: збирання та усереднення складу електроліту; дозування осаджувача у відпрацьований електроліт; витримування осаду під шаром маточного розчину з відділенням осаду від розчину та відмивання від водорозчинних солей; сушка та прожарювання. На даний час близько 110 м<sup>3</sup> відпрацьованих електролітів цинкування та 40 м<sup>3</sup> відпрацьованих електролітів нікелювання генеруються в Україні Їх переробка за запропонованою технологією дасть можливість скоротити імпорт пігментів на 10,8–16,5 т на рік та зменшити кількість утворених осадів стічних вод гальванічного виробництва на 10,4 т (суха речовина).

## АДСОРБЦІЙНЕ ОЧИЩЕННЯ ПРОМИСЛОВИХ СТОКІВ ВІД ІОНІВ ВАЖКИХ МЕТАЛІВ

**ФЕЩЕНКО Є. Я.**, магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.

**ФЕЩЕНКО Н. В.**, викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.  
Черкаський державний технологічний університет,

На сьогодні, за підрахунками фахівців, з недостатньо очищеними виробничими стічними водами в природні водні об'єкти щороку потрапляють тисячі тон високотоксичних важких металів, таких, як Цинк – 3,3 тис. т, Нікель – 2,4 тис. т, Хром – 0,5 тис. т та інші, значно ускладнюючи екологічну ситуацію в країні. Показники стічних вод, які потрапляють на очисні споруди представлено в таблиці 1.

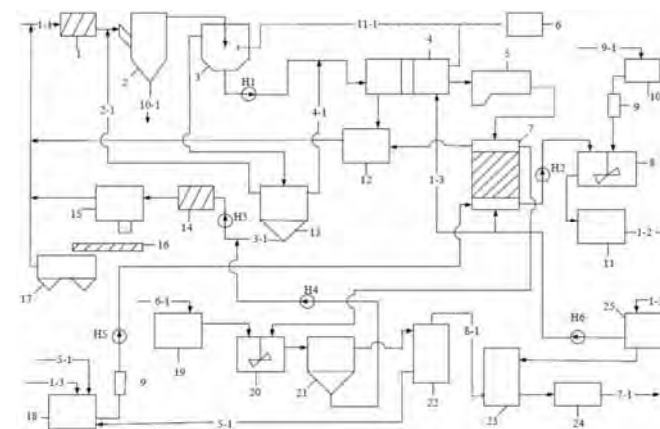
У зв'язку зі скидами відпрацьованих вод підприємств кольорової металургії, електронної та радіотехнічної промисловості, а також з виробництва, де використовується гальваніка, до стічних вод потрапляє велика кількість важких металів. Саме важкі метали й утворюють групу найнебезпечніших забруднювачів навколишнього середовища, які стають істотною перешкодою в життєдіяльності мікробіонтів.

Таблиця 1 – Показники стічних вод, які потрапляють на очисні споруди

Вид стоку	Концентрація забруднень стічних вод, мг/л	Об'єм стоків, м <sup>3</sup> /добу
Кислотно-лужні	рН середовища 2-11 Цинку - 2,6 Міді – 7,1 Нікелю – 6,9 Хрому Cr <sup>+6</sup> - відсутні Хрому Cr <sup>+3</sup> – 3,8	100,0
Стоки з механічними забрудненнями	рН середовища 7,8-8,4 Завислі речовини –200,0	110,0
Стоки, що містять хром	рН середовища 5-7 хрому Cr <sup>+6</sup> - 5,6	15,0

Була розроблено технологічну схему та апаратне оформлення процесів адсорбційного очищення стічних вод від іонів важких металів. Серед різних методів очищення широко використовуються сорбційні методи з використанням природних сорбентів. Особливою увагою користуються природні глинисті сорбенти – цеоліти, поклади яких в

Україні оцінюються мільйонами тон. Технологічна схема очищення стічної води від іонів важких металів представлено на рисунку 1.



Н1-6 – насоси; 1, 14 – грати; 2 – пісковловлювач; 3 – флотатор; 4 – фільтр з піщаним і керамзитовим завантаженням; 5 – резервуар фільтрованої води; 6 – повітродувка; 7 – адсорбер з цеолітовим завантаженням; 8, 20 – змішувачі реагентів; 10 – резервуар з рідким хлором; 11 – контактний резервуар; 12 – резервуар для збору промивної води фільтрів; 13 – осадощільнувач; 15 – центрифуга; 16 – транспортер; 17 – бункер осаду; 18 – резервуар для NH<sub>4</sub>OH; 19 – бак ідкого натрію; 21 – відстійник; 22 – градильня; 23 – абсорбер; 24 – бункер з водою.

Рисунок 1 – Технологічна схема очищення стічної води від іонів важких металів

У цілях захисту тонкошарових відстійників та завантажених фільтрів від колюматції крупними частинками грати запроектовані у дві послідовні ступені. На першій ступені встановлені вертикальні грати з прозорами 16 мм, на другій ступені – самоскидаючі струнні грати з прозорами 10 мм. Потім у тангенціальному пісковловлювачі (2) вода очищується від дрібнодисперсних частинок розмірами 1·10<sup>-3</sup> – 1·10<sup>-5</sup> м. Після попереднього видалення частинок, які осідають в полі сил гравітації передбачається флотація у флотаційному апараті (3) Даний метод дає змогу очистити стічну воду від частинок розмірами 1·10<sup>-5</sup> – 1·10<sup>-7</sup> м, що здійснюється за допомогою повітря, яке подається із повітродувки (6). Штучно створений в рідкому середовищі висхідний потік газових пухирців захоплює і відносить з собою до поверхні рідини частинки жиру та суспензії, утворюючи шар

піни. Піна видаляється з поверхні рідини на подальшу обробку. Проведені дослідження показали, що цей метод дає ефект очищення від жирів 90-95%, від завислих речовин 90-96 %. Стічні води в процесі освітлення звільнюються не тільки від осідаючих завислих частинок, але і від колоїдних забруднень, а також від частини розчинених органічних забруднень. З флотатора вода за допомогою насоса Н1 подається на фільтри з піщаним завантаженням, які призначені для затримання пластівців і залишкових забруднень. Напрямок фільтрації – знизу доверху, промивка фільтрів – водоповітряна. Очищення стоків від розчинених органічних сполук передбачене на фільтрах з керамзитовим завантаженням (4). Для створення в завантаженні аеробних умов і стійкої біологічної плівки стічну воду насичують повітрям за допомогою повітродувки (6) шляхом аерації верхнього шару води над завантаженням. Система аерації виконана з поліетиленових труб з отворами, направленими вгору. Після фільтрів з пористим завантаженням вода самопливом поступає в резервуар фільтрованої води (5). Для зниження концентрації іонів важких металів вода самопливом поступає в адсорбер (7), завантажений цеолітом. Розмір фракції роздробленого цеоліту повинен бути 1-2 мм. Швидкість фільтрування – 5 м<sup>3</sup>/год.; висота шару завантаження – 1,5 м. Тривалість роботи фільтрів до виведення на регенерацію рівна 5–7 діб. Фільтрація здійснюється зверху вниз. Дезінфекція очищеної води передбачена рідким хлором. Розрахункова доза активного хлору – 3 г/м<sup>3</sup>.

Хлорна вода подається з резервуару (10) і через витратні резервуари (9) в змішувач (8). Знезараження проходить 20 хв. Вода самопливом надходить у контактний резервуар і може бути скинута у водоймище або повторно використана для промислових цілей. В процесі роботи адсорбційної установки, що входить до технологічної схеми відбувається насичення активних центрів цеоліту іонами важких металів, що призводить до насичення забруднюючими речовинами. Для відновлення сорбційних властивостей цеоліту його змінюють на новий або модифікують і використовують для поглинання фосфатів, як було зазначено вище. Завантаження іонообмінних фільтрів, що вичерпало обмінну здатність, регенерують 10% розчином NH<sub>4</sub>OH, двічі пропускаючи його через шар завантаження за допомогою насоса Н5, після того сорбент може повторно використовуватися для очищення стічних вод гальванічних цехів, а розчинні фосфати можуть утилізуватися, наприклад, для с/г потреб. Приготування розчину NH<sub>4</sub>OH здійснюється в резервуарі (18). Перед регенерацією завантаження фільтрів їх розпушують зворотним потоком води, а після

регенерації відмивають її фільтрованою водою, яка подається із резервуара (25) насосом Н6. Для відновлення і повторного використання відпрацьованого регенераційного розчину його підлужнюють каустичною содою (NaOH), яка надходить із баку (19) в змішувач (20) для перемішування та подають у відстійник регенераційного осаду (21). Із змішувача розчин NH<sub>4</sub>OH за допомогою Н4 поступає на грати (14), де від нього відокремлюється осад карбонату кальцію, Mg(OH)<sub>2</sub> і Cu(OH)<sub>2</sub> та який подають на центрифуги (15) для обробки разом з осадом з осадощільнювача (13). Пісок з піскоушільнювача ерліфтами подається в бункер для піску. Осад з осадощільнювача зневоднюється на центрифугах та подається в бункер (16). Відстояний розчин солі подається на вентиляторну градирню (22), де з нього видаляється аміак. Вільний від аміаку розчин повторно використовується для регенерації клиноптилолітового завантаження, а аміак поглинається водою в адсорбері (23). Аміачна вода збирається в бункері (24) і при потребі подається у (18) для приготування регенераційного розчину. Мулова вода від осадощільнювача, зливна вода від бункерів, фугат від центрифуг і вода після промивки фільтрів з бака (12) надходять на початок процесу. Показники стічних вод після очищення представлено в таблиці 2.

Таблиця 2 – Показники стічних вод після очищення

Об'єкт контролю	Об'єкт визначення	Показники	Частота визначення	Примітка
Усереднена стічна вода	РН	3,5-5,5	1 раз на добу	Після заповнення резервуара
	Питома електропровідність	3 10 <sup>-3</sup> см	1 раз на добу	
Очищена вода	Cr <sup>+6</sup>	≤0,1мг/л	2 рази у зміну	Цехова лабораторія
	Ni <sup>+2</sup>	(0,5мг/л	-"	
	Cu <sup>+2</sup>	(0,5мг/л	-"	
	Zn <sup>+2</sup>	(1,0мг/л	-"	
	Fe <sup>+3</sup>	≤0,5мг/л	-"	
	РН	6,5-8,5	-"	

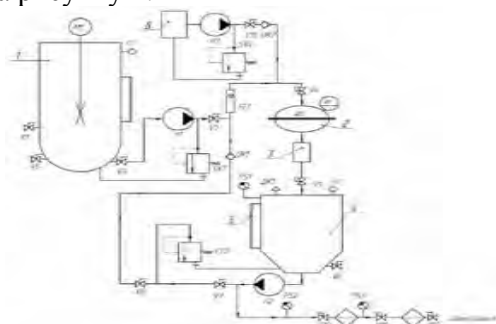
Таким чином, розроблено технологічну схему очищення промислових стічних вод від іонів важких металів, яка складається з наступних стадій: очищення стічних вод від грубо - та дрібнодисперсних частинок; флотація з подальшим фільтруванням колоїдних розчинів і адсорбція іонів важких металів; знезараження очищеної води; переробка осаду, що є побічним продуктом даного технологічного процесу. Крім того, в технологічному процесі передбачено стадії регенерації відпрацьованих сорбентів.

## РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ ОТРИМАННЯ ГУМІНОВИХ РЕЧОВИН З ТОРФУ З ВИКОРИСТАННЯМ КАВІТАЦІЇ

**ФЕЩЕНКО Є. Я.**, магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.

**ФЕЩЕНКО Н. В.**, викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.  
Черкаський державний технологічний університет,

Метою роботи було розробити технологічну схему та апаратурне оформлення отримання гумінових речовин з торфу за допомогою кавітації. На основі отриманих результатів досліджень які описані в статті «Дослідження та розробка технології синтезу органомісних сполук на базі гумінових речовин» була розроблена технологічна схема та апаратурне оформлення виробництва гуматів, яка представлена на рисунку 1.



1 - ємність з мішалкою 500 л; 2 - апарат вихрового шару; 3 - уловлювач для часток; 4 - пульсаційний апарат; 5 - оглядове вікно; 6 – ємність готового продукту; 7 - оглядове вікно; 8 - ємність для розведеного з водою лугу 50 л. V - кран шарів; Н1- насос, регулювання частотним перетворенням або краном V2; Н2 - насос; FE- ротаметр; TE-термоопір; ДК - дихаючий клапан; F1 - фільтр грубого очищення; F2 - фільтр тонкого очищення; PS - монometr; SV - запобіжний клапан; ОК – оборотний клапан; LS – датчик рівня.

Рисунок 1 – Технологічна схема виробництва гуматів

У приймальну ємність пульсаційного апарата завантажують наважку фрезерного торфу вологістю 50 %, яку заливають 3 % водним розчином калію або натрію у співвідношенні 1:15, під дією ефектів кавітації в апараті відбувається диспергування твердої дисперсної фази, збільшення реакційної поверхні контакту рідкої та

твердої фази, набухання твердої фази, а також перемішування компонентів суміші. Суміш обробляють протягом 20 хв. за температури 60 °С. Після цього, суміш переливають для подальшого екстрагування в апарат ємнісного типу, нагрівають до температури 130°С і витримують упродовж 30 хв., при цьому гумінові речовини переходять у розчин. Після екстрагування розчин з гуміновими речовинами відокремлюють від осаду.

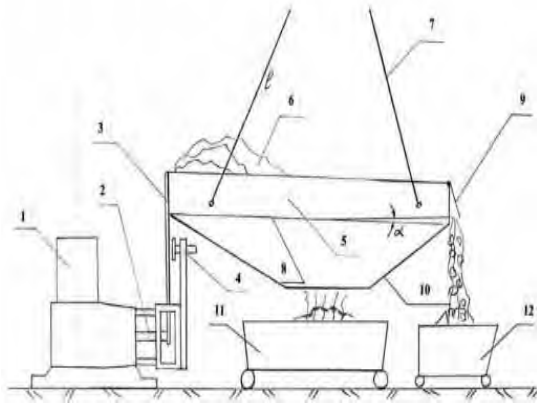
У подальшому розчин гумінових речовин може використовуватися як добриво у сільському господарстві, а осад, що залишився після екстракції, направляється на виробництво торф'яного екологічного палива.

Розроблена технологія отримання гумінових речовин з торфу дозволить максимально вилучити гумусові та гумінові речовини з торфу із суттєвим зменшенням температури та часу екстракції з подальшим застосуванням рідкої фракції як добрива, а твердого залишку – після екстракції для виробництва дешевого палива. Найнижчі показники виходу гумусових речовин в пульсаційному апараті ДІВЕ при температурі екстрагування 20°С, а за традиційною технологією екстрагуванням при температурі 130°С вони ще нижчі на 21%. У фрезерному торфі найбільша інтенсивність також спостерігається при температурі 60°С. Кількість вилучених гумусових речовин з торфу в пульсаційному апараті ДІВЕ збільшується в 1,7 раз в порівнянні з традиційними технологіями екстрагування.

Тривалість механіко-термічної обробки торфу в пульсаційному апараті досліджувалась в інтервалі від 20 до 60 хв. З отриманих експериментальних даних випливає, що екстракція в пульсаційному апараті відбувається з однаковою інтенсивністю протягом 20, 40, 60 хв, тому підвищувати тривалість механіко-термічної обробки вище 20 хв не доцільно.

Основою кавітаційної технології є явище кавітації, яке штучно створюється в спеціальних технологічних реакторах. Нелінійні динамічні ефекти, супроводжуючі кавітацію (ударні хвилі, кумулятивні струї, ультрафіолетове і ультразвукове випромінювання та ін.) приводять к позитивним результатам при отриманні гумінових сполук.

Вібросепаратор цеху підготовки торфу для отримання гумінових речовин представлено на рисунку 2.



1 - електродвигун-редуктора; 2 - вихідний шток; 3 - пружинний елемент; 4 - обмежувальний ударник; 5 - корито; 6 - торф; 7 - трос; 8 - сито; 9 - вихід крупної фракції; 10 - збірний короб; 11 - збірний бак просіяного торфу; 12 - збірний бак крупної фракції

Рисунок 2 – Вібросепаратор цеху підготовки торфу для отримання гумінових речовин

Мірний бункер засипається дозою торфу, а скребковий конвеєр, вмонтований у ньому, подає торф на вібросепаратор. Вібросепаратор торфу складається з електродвигуна – редуктора, вихідного штока, на кінці якого кріпиться пружний елемент, нелінійного обмеження – ударника, корита, в середину якого засипається торф. Корито підвищується на тросах. У нижній частині корита закріплено сито. Корито встановлено під кутом до горизонту. У нижній частині корита прикріплений збірний короб, з якого торф, що просіюється, висипається в збірний бак. Система пневмоподачі торфу з підготовчого цеху в баки гомогенізації за допомогою вакуум-насоса вентиляторного типу всмоктує торф гофрованою приймальною трубою і випускною трубою викидає в бак гомогенізації. Баки гомогенізації призначені для замочування торфу, первинної гомогенізації, змішування із хімічними реагентами. Кавітаційний модуль переробляє торф'яну пульпу в гумінову речовину, встановлено у закритому відсіку. Після кавітаційної переробки рідина з дрібнодиспергованими у ній частинками торфу дуже швидко забиває сито, що фільтрує осад на ситі є надзвичайно клейким. Кавітаційна дія, що є єдиним комплексом хімічних і гідродинамічних явищ, відноситься до м'яких методів

впливу, тому що ведеться при температурі розчину, що не перевищує 35°C (холодне кип'ятіння), що не призводить до істотної хімічної деструкції сировини. Це дозволяє зберегти в препараті вітаміни, ферменти та ін. біологічно корисні речовини, що розкладаються при високих температурах. Разом з тим пікові підвищення тиску і ударні хвилі, що утворюються при кавітації, призводять до підвищеного диспергування торфу, а вода, розпадаючись на радикали водню і гідроксилу і, взаємодіючи з речовинами торфу, що легко окиснюються, приводить до прискореного переходу гумінових речовин в розчин.

Переваги кавітаційного процесу.

1. Підвищується вихід речовин фенольної структури та загального азоту.

2. Збільшується вихід групи O+N+S, загальних кислих груп COOH+OH. Підвищений вихід речовин фенольної структури визначає більш високу біологічну активність препарату.

3. Осад торфу виходить у диспергованішому стані, що дає можливість виготовляти з нього цілу гаму нових ринкових продуктів.

4. У 1,5 – 2 рази підвищується вихід гумінових речовин, значно підвищується продуктивність.

## **ЗАСТОСУВАННЯ АКТИВОВАНИХ ГРАНУЛЬОВАНИХ СОРБЕНТІВ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ ГРУНТІВ ВІД НАФТОПРОДУКТІВ ТА ІОНІВ ВАЖКИХ МЕТАЛІВ У ПІСЛЯВОЄННИЙ ЧАС**

**ФОМІНА Н. М.**, старший викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

**СУТКОВИЙ С. М.**, магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.

**СТОЛЯРЕНКО Г. С.**, д.т.н., професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

*Черкаський державний технологічний університет*

Основним методом очищення ґрунтів від важких металів та нафтопродуктів є очищення аеробним та анаеробним зброджуванням. Самоочищення ґрунтів природними процесами буде відбуватися повільно протягом 100-150 років. Цей процес можна інтенсифікувати використавши виробничі методи очисних споруд (активованій мул, пташиний послід, гній, соломі). Фірма «Сойлером» (Данія) пропонує наступні розробки очищення ґрунтів від важких металів та нафтопродуктів.

1. Ґрунт що надходить на виробництво з очищення, необхідно постійно перемішувати, додаючи поступово на одну тону ґрунту 50% соломи та гною. У ґрунт постійно дозується повітря. Очищення від нафтопродуктів відбувається на 90% і після досягнення 300-500 мг. нафтопродуктів на 1 кг ґрунту його відправляють на підсіпку шляхів та інші технічні потреби. Загальний строк очищення складає від 6 до 10 місяців (6 місяців на очищення у літній період та 9-10 місяців у зимовий період) Собівартість такого очищення складає 180-200 євро за 1 т. ґрунту.

2. Для очищення ґрунтів від іонів важких металів використовують електрохімічні методи. Ґрунт змочують слабким розчином електролітів і подають постійний електричний струм. Таким чином з ґрунту вилучають електролітично чисту Мідь. Методом електродіалізу вилучають іони інших важких металів. Отримані метали використовують у металургії.

Наведені технології мають певні недоліки, які значно збільшують собівартість процесу очищення 1м<sup>3</sup> ґрунту. Бо це значні витрати на:

➤ Витрати на транспортування ґрунтів 20 т самоскидами-самонавантажувачами на відстань 60-100 км.

➤ Неможливість проведення біологічного очищення від нафтопродуктів шляхом анаеробного зброджування у зимовий період через низькі температури.

➤ Значне зменшення швидкості біологічного очищення у весняно-осінній період.

➤ Неможливість спільного вилучення нафтопродуктів та іонів важких металів одночасно.

Після війни буде багато ґрунтів забруднених нафтопродуктами та важкими металами й тому пропонується у післявоєнний час використати для очищення ґрунтів активовані модифіковані гранульовані глини. Забруднені ґрунти після очищення може бути повністю регенеровані та повернені для використання у сільському господарстві.

Пропонується використовувати комплексний метод очищення ґрунтів від нафтопродуктів та важких металів із застосуванням природних гранульованих сорбентів, які можна отримати на основі активованих бентонітових глин. При цьому немає потреби проводити транспортування ґрунтів з населених пунктів чи зон забруднення на підприємстві, бо ґрунти будуть очищені на місці їх знаходження. Цей фактор дає знизити собівартість процесу очищення на 30-50%.

Процес очищення пришвидшується і проходить з більш високим ступенем очищення в осінньо-весняний період і залишається максимально високим у літній період. Це досягається дозованим поливом для підтримки високої вологості ґрунту в гранулах сорбенту.

З проведених досліджень щодо адсорбційного очищення та адсорбційної ємності ряду модифікованих активованих зразків бентонітових глин відомо, що ці сорбенти мають високу ступінь вилучення нафтопродуктів та важких металів з різних розчинів. Але існує завдання, яке необхідно вирішити для використання даного методу це створення міцної механічної гранули розміром від 30 до 40 мм у поперечнику. Гранула не повинна розмокати у вологому ґрунті; твердість її повинна бути вище за вологість ґрунту; гранули повинні легко вилучатися з землі механізованим сільськогосподарським обладнанням оскільки фактично це висадка та вилучення гранул глини один раз на місяць. При цьому відсутня загроза втрати

глини в ґрунті, бо залишившись глина лише покращить структуру ґрунтів та підвищить у майбутньому їх врожайність.

Основні витрати за методом адсорбційного очищення ґрунтів наступні.

1. Отримання активованої бентонітової глини у вигляді «окатишів».

2. Внесення «окатишів» у забруднені ґрунти.

3. Штучне поливання забруднених ґрунтів у період адсорбційного очищення при відсутності осадів.

4. Оранка та вилучення «окатишів» бентонітової глини -1 раз на місяць.

5. Утилізація нафтопродуктів та важких металів з відпрацьованих «окатишів». Технологія регенерації сорбентів.

Час очищення ґрунтів залежить від пори року та ступеня забруднення ґрунтів і складає 2-3 місяці. Ступінь очищення ґрунтів може досягнути значень ГДК при яких ґрунти можуть бути повністю регенеровані та повернені у сільське господарство.

Економічну оцінку надати неможливо через відсутність результатів проведених польових досліджень, але попередня оцінка за укрупненими показниками дає можливість стверджувати, що адсорбційний метод може знизити собівартість очищення 1м<sup>3</sup> ґрунтів на 20-25%.

## ВИСНОВКИ

При впровадженні даного методу очищення ґрунтів від іонів важких металів та нафтопродуктів можливе отримання економічного ефекту у порівнянні з існуючими методами.

Комплексне очищення ґрунтів від забруднень нафтопродуктами та іонами важких металів дасть можливість забрудненим ґрунтам пройти швидко регенерацію, що у післявоєнний час дасть можливість повернути Україні багато забруднених земель у сільське господарство.

## DEVELOPMENT OF THE TECHNOLOGICAL SCHEME OF CLEANING PRODUCTION WASTEWATERS CONTAINING COLORS

**FOMINA N. M.**, *senior Lecturer of the Department of Chemical Technologies and Water Purification.*

**FESHCHENKO Y. Y.**, *Master's Student of the Department of Chemical Technologies and Water Purification.*

**STOLYARENKO H. S.**, *Doctor of Technical Sciences, Professor, Head of the Department of Chemical Technologies and Water Purification.*

*Cherkasy State Technological University*

The results of research on the treatment of industrial wastewater from an experimental cascade facility located at the existing treatment facilities of the enterprise are presented. The task of the work was to obtain optimal results for sewage treatment stages that allow minimizing operating costs, using the technical capabilities of the existing averager with the ultimate goal of creating a water recycling system for the enterprise.

### 1. Statement of the problem

Industrial effluents of dye-finishing production along several wastewater lines enter the multi-corridor averager, which is the only treatment facility before discharging sewage into the city sewer system and then feeding them to centralized biological treatment facilities. To meet the requirements for water discharged to the sewer, air is supplied to the mixer for mixing, desorbing and partial oxidation of organic compounds and multiple dilutions with potable water is used. Sewage was characterized by a significant diversity in composition and quality of pollutants, both in time of day and in days of the week. The indicators of waste water quality of the dye-finishing production are given in Table 1.

According to the data of control of the factory laboratory, the efficiency of the facilities was as follows: for COD, a reduction of 32 - 44% was achieved; by BOD<sup>5</sup> - by 26 - 38,6%. To achieve the requirements for the water supplied to the city sewer system, the required maximum separation threshold reached 64 times.

Table 1 – Characteristics of waste waters of dye-finishing production

No	Name	Value
1.	Intensity of coloring by separation	1:50-1:100
2.	Suspended substances, mg/l	150-300
3.	Ashy dry residue, mg/l	50-60
4.	COD, mgO <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup>	1000-2500
5.	BOD <sub>20</sub> , mg/dm <sup>3</sup>	225-650
6.	pH	8-10,5
7.	Concentration of the mixture of dyes in effluent	
	a) combine, mg/dm <sup>3</sup>	25,0
	b) for treatment facilities, mg/dm <sup>3</sup>	2,9
8.	Residue in % of the volume of water	0,2-1,5

## 2. Results of laboratory studies on wastewater treatment

Laboratory studies were carried out for the individual stages of filtration, flocculation and direct ozonation of wastewater. To obtain correct results, samples of sewage were subjected to 5-fold dilution with distilled water before the study.

2.1. Filtration. In order to prepare water for the subsequent purification steps, it is expedient to extract suspended colloidal and agglomerated dye systems. During the research it was found that the filtration process on various filter materials leads to a rapid build-up of the dye film on the filter surface, a sharp increase in the hydraulic resistance of the system, and the termination of filtration.

As a filter material, we used: belling, cloth, various membranes. In the case of free filtration ( $\Delta P = 0,05 - 0,1$  MPa) for the height of the column of liquid 0,5 m, the time of the filter action (at the initial filtration rate 1,2 - 1,1 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> h) was 2,1 - 2.4 hours, depending on the content of suspended colloidal particles of the dyes in the waste water.

In the case of pressure filtration through ultrafiltration membranes of the UAM type ( $\Delta P = 0,3 - 1,0$  MPa, the initial filtration rate was 0,18 - 0,2m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> h) he filter duration time was 2.6-3.2 hours. Moreover, attempts to restore the initial transmittance parameters for UAM membranes (backwashing water) did not yield a positive result. Additional solvent flushing was required.

Based on the filtration experiments, it was decided to study the possibility of using a loose and porous material as a filtering surface, allowing both filtering and adsorbing of the dye.

Requirements of the technical plan for the adsorbent are the following: low cost, high specific filter surface, the possibility of regeneration or recycling after filtration or adsorption of the dye, no secondary pollution effect. All these qualities are possessed by sawdust and dust of hardwoods. In accordance with the preliminary experiment, it was decided to use the middle fraction of the sawdust of the plywood shop of the woodworking plant.

2.2. Flocculation. The laboratory tests on the effect of flocculants on the degree and speed of agglomeration and deposition of colloidal dye particles revealed that the last two flocculants (PEO, PEE, PAA, WPC-101, WPC-402) have the greatest efficiency. The efficiency of flocculants WPC-101 and WPC-402 was determined by the change in color, transparency and COD.

WPC-101 (poly-2-vinyl-N-benzyl-3-methylammonium chloride) in comparison with WPC-402 (polydimethyldiallylammonium chloride) under constant conditions has a reduced index of 60%. Thus, flocculants of the grade VPK-402 are the most acceptable for the type of studied dye.

The study of the effect of the flocculant dose on the degree of purification showed that the maximum discoloration of waste water and a decrease in the content of organic substances is achieved at a pH value of 8.2-8.3. Data on the reduction in chromaticity and COD are given in Table 1.

As follows from the experiment, active reduction in chromaticity and COD occurs at relative doses of flocculant up to 1 mg per 500 mg O<sub>2</sub> by COD or up to 1 mg at 1700% chromaticity. This value is assumed to be optimal.

As follows from Table 1, water after the stage of flocculation under the action of WPC-402 reaches a relatively low degree of purification with a further increase in the dose of the flocculant.

At a dose of flocculant WPC-402 equal to 1.0 mg per 1 dm<sup>3</sup> of water, which averages 1 mg per 300 mg of O<sub>2</sub> by COD and 1 mg at 1700% of chromaticity, with an optimal pH value of 8.2-8.3 and time precipitation - at least 1 hour the following change in water values takes place:-the maximum possible degree of COD reduction is 80%, -maximum increase in transparency - 6 times, - maximum discoloration - by 90%.

Table 1 – Influence of the dose of flocculent VPK-402 on the degree of wastewater treatment

Dose of flocculant, mg/dm <sup>3</sup>	Treatment rate		PH after treatment
	by color,%	by COD, mg O <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup>	
0	1850	500	7,8
0,1	1800	350	7,8
0,3	1500	230	7,8
0,5	1000	120	7,9
0,8	550	80	8,0
1,0	140	60	8,2
1,5	60	40	8,3
1,8	60	40	8,3

The final values of the indicators: COD – 60-80 mg O<sub>2</sub>/dm<sup>3</sup>; color – 75-100%; transparency – 9-18 cm indicate that the process does not provide the required standards for wastewater sent to the BFR. The cost of direct flocculation cleaning (at a dose of 1.5-9 kg/day is 4 million US \$ per year) does not give an opportunity to recommend the latter in production.

During the research it was found that with some types of dyes the flocculant can be partially or completely replaced with a coagulant - Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>. To quickly react to changes in substances in water, it has been decided to conduct experiments on flocculation and coagulation in a pilot plant. The main objective: to reduce the dose of flocculant without reducing the depth of wastewater treatment before the ozonation stage

2.3. Ozonation. Laboratory studies on ozonation of pre-diluted effluents revealed that for wastewater containing organic compounds in a suspended or agglomerated state, the ozonation process is not practical. The oxidizer interacts not only with the dissolved dye, but also, when adsorbed on the solid phase, reacts with the latter. Due to the chemodestruction of organic compounds, oxygen-containing soluble products are obtained. Due to this, during the ozonation in the first minutes there is no decrease, but even an increase in COD, i.e. the COD = f(τ) dependence passes through a maximum. The contact time of phases reaches 1 hour, the dose of ozone is – 180-210 g/m<sup>3</sup>.

Thus, direct ozonation of highly concentrated effluents can also not be recommended for industrial use - the cost of cleaning 1 m<sup>3</sup> exceeds 1 US \$, which is 1.5 orders of magnitude higher than the usual values.

Thus, on the basis of laboratory studies it was established:

a) water purification by filtration on traditional filter fabrics and membranes in industrial conditions is not possible - "painting" of the filtering surface is observed for 2.4 - 3.2 hours; regeneration of filtering surfaces is technologically not practical;

b) the flocculation process results in an unproductive consumption of the flocculant up to 2.7 tons per year;

c) direct ozonation of wastewater is not economically viable due to high oxidizer costs and long phase contact time.

To carry out the process of ozonation, it is necessary to pre-clean the suspended and colloidal particles of the dye.

### 3. Results of wastewater treatment studies on a pilot plant

To solve the task, an experimental cascade plant for wastewater treatment was designed and built on an industrial averager. It consisted of the following stages: filtration; coagulation; flocculation; settling; ozonation. The first three stages were located directly above the averager, after which the purified water entered the laboratory for a stand installation for sedimentation and ozonation.

Typical data obtained during the treatment of effluents are presented in Table. 2 and 3.

Table 2 – Experimental data obtained in a pilot plant for wastewater treatment by filtration, flocculation and sedimentation

Parameters*	Initial water from the averager	After cleaning	After settling
1	2	3	4
Chromaticity, %	1585	160	65
	1730	180	60
	1850	180	70
	2180	200	80
Transparency, cm	3,0	14	15
	3,2	14	15
	3,3	15	17
	3,6	17	18
PH	7,66	7,66	7,64
	7,78	7,68	7,0
	7,88	7,90	7,88
	7,90	7,92	7,90
t, °C	24-25	24	22

COD, mg O <sub>2</sub> /dm <sup>3</sup>	230	180	160
	200	169	150
	500	368	360
	460	370	350
Suspended substances, mg/dm <sup>3</sup>	64,2	26,6	20,2
	64,0	32,4	28,6
	82,4	36,	32,0
	98,0	42,0	38,7

\* The content of heavy metals, hardness and alkalinity remained practically unchanged; the dry residue was reduced by 35-42%.

#### 4. Discussion of experimental data

During the experiments on the pilot plant located at the CGFs averager it was found that it is impossible to achieve the required color, transparency and COD standards only by filtration (adsorption) methods, flocculation, coagulation and settling is impossible, especially for highly concentrated waters.

The process of joint cleaning leads to a fairly good decolorization (by 90%), increased transparency (by 5-7 times), and a decrease in suspended solids (by 60%). However, there is a slight decrease in COD: from 5-13% (for WPC-101) to 22% (for WPC-402). Moreover, for waters colored in black and blue tones, the dose of the flocculant can be negligible and even reduced to zero. For red and red-blue water tones, the dose of flocculant WPC-101 is 0.3-0.8 g/dm<sup>3</sup>, and the dose of flocculant WPC is 402 (0.025-0.1 g/dm<sup>3</sup>), depending on the degree of contamination.

Table 3 - Electrochemical activation of the ozonation process

before ozonation	Ozonization without voltage	COD, mg O <sub>2</sub> /l			Time min.
		Ozonation with voltage			
		20 V	25 V	30 V	
150	130	115	105	100	10
150	90	50	40	35	20
150	60	25	15	15	30
150	115	100	80	80	10
150	85	35	25	20	20
150	60	15	10	10	30
150	100	50	25	20	10
150	60	15	10	8	20
150	30	10	8	5	30

150	125	55	45	45	10
150	90	35	20	15	20
150	65	10	10	8	30
150	145	70	60	60	10
150	110	55	40	40	20
150	80	30	20	15	30

Regular experiments have shown that a reduction in COD is technologically possible and economically valuable within only using the ozonation stage.

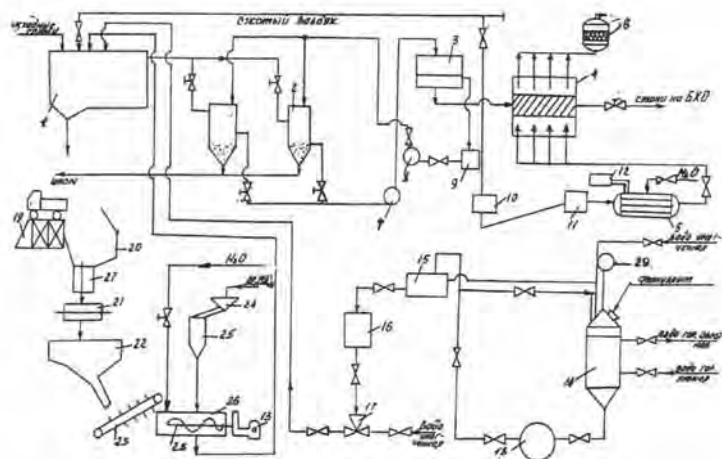
The dose of ozone with direct ozonation of wastewater was 20-25 g/m<sup>3</sup>; the time of contact of water with the ozone-air mixture is 30-45 minutes. Electrochemical intensification of the ozonation stage accelerates: the processes of increasing the transparency and reducing the chromaticity – in 5-6 times; processes of chemical destruction of organic compounds - in 1,5-2 times; and reduces: the required contact time of phases from 10-45 to 10-15 minutes and the required dose of ozone – from 20-25 to 12-16 mg/m<sup>3</sup>. With prolonged operation of the electrocontact ozonation reactor (up to 100 hours), a gradual decrease in the effect of electrochemical action on the decomposition of organic compounds is observed.

On the basis of experimental data and material balances of processes, data were obtained on the rates of expenditure: sorbent - filter material, coagulant, flocculant and ozone doses. The productivity of the averager was used to calculate the apparatus by the stages of water treatment. The technological scheme of wastewater treatment with its design binding to the operating averager was developed. Above the first section of the corridor averager, it is proposed to install a band-type filter with an additional layer of filter material, which performs an additional role of the adsorbent. In the same section, it is proposed to mix water with a flocculant and a coagulant. In the next two corridors it is advisable to perform sedimentation, and in the fourth corridor - ozonation of water. The existing air supply system, compressor power, the volume of the settler corridors – fully satisfy the parameters proposed in the purification scheme. In the proposed variant of the process scheme, the adsorbent dust, the coagulant and the flocculant are dosed to the first stage, and the filtration is assigned prior to the ozonation step.

Wastewater from the dye-finishing production is piped to the first section of the four-corridor averager 1 through the upper pocket. A 1% solution of flocculant prepared according to the standard scheme (see

poses 14-18) and a suspension of a 5% solution of a coagulant mixed with wood dust are fed to the same ejector 17. Preparation of the suspension is carried out according to its own technological scheme (see pos.13,19-27). In the first section of the averager, compressed air is also supplied for better mixing of the reagents. Under the action of the reagents, the suspended and colloidal substances contained in the effluents coagulate and form a precipitate that settles in two sections of the averager - in the sedimentation tanks 2 and then mechanically is removed for utilization as slurry. The water treated of the sludge is fed to the filter 3 with the pump 7. The filter 3 is formed on a line of wood chips and sawdust of hardwoods. For final purification, the water after the filter 3 is supplied to the ozone contact chamber 4, where the effluent is treated with the ozone-air mixture, after which the water is returned to production, or sent to the BFB.

The basic technological scheme of cleaning is shown in the figure 1.



1 – averager; 2 – sedimentation tanks; 3 – additional filter; 4 – the contact chamber; 5 – ozone generator; 6 – catalytic cleaning, 7 – pump; 8 – circulating pump; 9 – intermediate tank; 10 – air ozonation unit; 11 – unit of air drying; 12 – voltage block; 13 – electric motor; 14 – reactor; 15 – expendable tank; 16 – dispenser; 17 – ejector; 18 – circulating pump; 19 – motorized overpass; 20 – receiving hopper; 21 – dispenser; 22 – distribution bunker; 23 – belt conveyor; 24 – distribution bunker; 25 – dosing device; 26 – soaking device; 27 – slide device; 28 – screw agitator.

Fig.1 – Typical technological scheme of treatment of wastewater containing dye

Sludge from filter 3 through tank 9 by pump 8 is returned to settling tanks 2 for re-settling. The ozone-air mixture is prepared in the ozone generator 5. Air to the ozonator is fed through the drying unit 11 and the dosing unit 10. The electric power of the generator is carried out through the voltage unit 12. Excess ozone from the contact chamber in a mixture with air through the adsorber 6 is discharged into the atmosphere. The treated adsorbent-filtering layer - after water purging is buried and later disposed of.

After the ozonation step, water can be used in the another technological dyeing cycle. Thus, the proposed technological scheme makes it possible to completely return the wastewater without feeding the latter to biological treatment facilities.

## ДОСЛІДЖЕННЯ ТА РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ СИНТЕЗУ ОРГАНОВМІСНИХ СПОЛУК НА БАЗІ ГУМІНОВИХ РЕЧОВИН

**ЦЗЯН Л. В.**, *магістрант кафедри хімічних технологій та водоочищення.*  
**ФЕЩЕНКО Н. В.**, *викладач кафедри хімічних технологій та водоочищення.*  
*Черкаський державний технологічний університет*

Гумінові кислоти є найважливішою складовою ґрунтового гумусу. Що більшим є їх вміст, то ґрунт родючіший. Проте в природному стані гумінові кислоти не розчинні у воді й мало доступні рослинам. Доступними вони стають лише після непрямої дії – мінералізації гумусу, коли він переходить у прості мінеральні сполуки. У природі найбільше гумінових кислот міститься в низькокалорійних видах палива – бурому вугіллі та торфі. Для енергетики гумінові кислоти є небажаним компонентом, палива з підвищеним їх умістом є низько-сортними. Проте для виробництва гуматів – що більше їх у сировині, то краще. Хімічна активація торфу шляхом обробки лужним розчином активує гумінові кислоти, які переходять пластичний водорозчинний стан. Гумінові речовини торфу це одночасно природне в'язуче та корисне для відновлення гумусового шару добриво.

Класична технологія екстрагування гумусових речовин із використанням хімічних методів базується на високих температурах суміші, що вимагає великих витрат електроенергії. Серед численних видів органічних і органо-мінеральних добрив найбільш перспективними сьогодні вважаються добрива, виготовлені на основі розчинних солей гумінових кислот (гуматів), які добувають з природних субстанцій, таких як торф, буре вугілля, сапропель та інші. Зростаючий попит аграріїв України на такі добрива задовольняє мережа приватних підприємств у Черкаській області виробничі потужності комплексу розташовані у місті Городище. Підприємство виготовляє гуміновий реагент для газовидобувної промисловості. Джерелом гумінових речовин для цих продуктів є низинний торф Ірдинського родовища. Основною проблемою підприємства є дещо нижчий відсоток гуматів у порівнянні з продуктами інших виробників та занадто низьке значення рН водного розчину мікродобрива на основі гумату калію. Представники підприємства звернулись на кафедру хімічних технологій та водоочищення Черкаського державного тех-

нологічного університету надати допомогу у з'ясуванні причин виникнення вказаних недоліків.

Робота була спрямована на дослідження та можливе поліпшення технологічного процесу на конкретному виробництві. Актуальність теми визначається необхідністю підвищення якості промислової продукції конкретного підприємства. Оскільки будь яка модернізація діючого виробництва потребує достатньо глибокого теоретичного дослідження і детального техніко-економічного обґрунтування, то тема роботи може вважатися актуальною.

Проведені лабораторні дослідження показали, що інтенсифікувати процес можливо, усунувши проміжну стадію одержання так званого «реагенту» і забезпечивши краще подрібнення й повне перемішування вихідного торфу з лугом у присутності мінімальної кількості води. Крім того для прискорення хімічної реакції гумінових речовин з лугом бажано застосувати автоклавування (температура 120-130 °С, тиск 3-6 атм.). Подальшу операцію відстоювання було б бажано замінити центрифугуванням або фільтрацією на пресовому фільтрі.

В експериментальній частині нашої роботи ми поставили задачу віднайти фактори, які дозволили б позбутися баласту у вигляді  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  й підвищити вміст гумінових речовин в кінцевому продукті. Насамперед, ми вважали, що запорукою цього є перехід на «мокру» схему обробки сировини і збільшення поверхні контакту рідкої та твердої фаз. Для цього в лабораторних експериментах суміш торфу масою 20 г та розчину лугу старанно перетирали у порцеляновій ступці. Кількість розчину лугу експериментально підбирали такою, щоб показник рН суміші після перетирання не перевищував 10. Одержану суміш завантажували в автоклав і нагрівали до 120 °С протягом однієї години. Після автоклавування була отримана вязка маса, яку потім переносили у лійку Бюхнера, змиваючи мінімальною кількістю води. Фільтрування проводили під вакуумом. Ці процеси лабораторних досліджень поетапно проілюстровані на рисунку 1. У результаті одержаний фільтрат мав густину 1046 г/дм<sup>3</sup>, рН = 10, масову концентрацію СР 116 г/дм<sup>3</sup> та масову частку СР 11% проти 4,48% у комерційному продукті.



Рисунок 1 – Процеси лабораторних досліджень

У результаті одержаний фільтрат мав густину  $1046 \text{ г/дм}^3$ ,  $\text{pH} = 10$ , масову концентрацію  $\text{CP } 116 \text{ г/дм}^3$  та масову частку  $\text{CP } 11\%$  проти  $4,48\%$  у комерційному продукті. При додаванні хлоридної кислоти для осадження ГК піноутворення не спостерігається, що свідчить про відсутність карбонату у складі одержаного розчину. Для дослідження кислотно-основних властивостей гумінових та фульвокислот їх було бажано виділити з комерційного продукту  $\text{B}_0$  у чистому вигляді. Для цього було використано різну розчинність ГК і ФК у воді в залежності від  $\text{pH}$ . У типовому експерименті  $400 \text{ см}^3 \text{ B}_0$  нейтралізували хлоридною кислотою до значення  $\text{pH} = 1,2$ . При цьому в осад мали випадати ГК, тоді як ФК мали залишитись в розчині. У ході нейтралізації спостерігали дуже значне піноутворення, яке не давало змогу швидко додавати кислоту. Піна була доволі стійкою і повільно осідала навіть при інтенсивному перемішуванні. Це вказує на присутність поверхнево-активних речовин у розчині. Осад, що випав, відфільтровували під вакуумом, промивали і висушували при  $105 \text{ }^\circ\text{C}$ . Маса одержаної фракції ГК склала  $\approx 10 \text{ г}$ , що відповідає їх масовій концентрації  $25 \text{ г/дм}^3$ . Виділення гумінової кислоти з  $\text{B}_0$  представлено на рисунку 2. Фільтрат, який містив фульвокислоти, натрій хлорид і надлишок хлоридної кислоти пропустили через іонообмінну колонку з катіонітом КУ-2-8 в Н-формі і випарили досуха. Маса залишку становила  $1,53 \text{ г}$ .

Отже, масова концентрація  $C(\text{ФК}) = (1,53/400) \cdot 1000 = 3,83 \text{ г/дм}^3$ , а масова частка ФК у  $\text{B}_0 \omega\% = (1,53 \cdot 100)/1026 = 0,15 \%$ .



Рисунок 2 – Виділення гумінової кислоти з  $\text{B}_0$

На рисунку 3 наведено  $\text{pK}$ -спектри вихідного продукту  $\text{B}_0$ , фракції ГК та фракції ФК виділених за описаною методикою

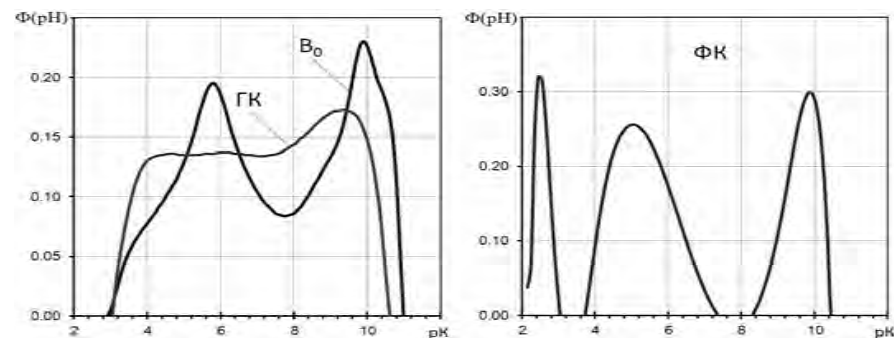


Рисунок 3 –  $\text{pK}$ -спектри  $\text{B}_0$  і гумінових речовин з  $\text{B}_0$

Їх аналіз дозволяє зробити висновок, що фульвокислоти, присутні в готовому продукті, характеризуються дуже низькою молярною масою, а характер  $\text{pK}$ -спектру вихідного продукту вказує на високий вміст в ньому низькомолекулярного електроліту, який за положенням максимумів  $\text{pK}$ -розподілу ми ідентифікуємо як карбонат натрію.

## РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ ПЕРЕРОБКИ ДЛЯ НАЙБІЛЬШ РОЗПОВСЮДЖЕНИХ ДЖЕРЕЛ СТРУМУ

**ШМИГОЛЬ С. О.**, здобувач третього рівня вищої освіти (PhD).

**СТОЛЯРЕНКО Г. С.**, доктор технічних наук, професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

*Черкаський державний технологічний університет*

Батарейки та акумулятори – компактні джерела струму, які знайшли широке використання в побуті. У їх складі містяться важкі метали (залізо, марганець, цинк, нікель, кадмій, свинець, ртуть (в старих зразках), срібло та інші) та їх сполуки, які є досить небезпечними як для здоров'я людини, так і для навколишнього середовища. В основному, утилізація відпрацьованих батарейок відбувається на сміттєзвалищах та полігонах, які не відповідають вимогам, які застосовуються для місць безпечного захоронення відходів.

При захороненні відпрацьованих батарейок через деякий час починається деструкція їх корпусів та потрапляння у ґрунт токсичних компонентів.

Оцінити негативний вплив на довкілля важко через брак точних даних про типи відпрацьованих батарейок, які не пройшли утилізацію, різноманітний склад навіть у межах одного типу батарейок та різний термін придатності виробів [1]. Водночас токсичний вплив іонів на здоров'я людини зберігається протягом усього часу існування неутілізованих батарейок.

Виходячи з масового співвідношення між різними типами хімічних джерел струму (табл. 1), можна припустити, що найбільш поширеними є лужні, сольові та вуглецево-цинкові елементи (сумарно – близько 80 %<sub>мас</sub>), які мають подібний склад і які можуть бути перероблені разом (табл. 2).

Складність впровадження переробки відпрацьованих джерел струму в Україні обумовлена низьким рівнем екологічної свідомості, відсутністю наукового підходу до переробки і технологічною складністю переробки через різноманіття типів батарейок, відмінністю в конструкції та хімічному складі, а також у відсутності фінансування. Однак переробка дозволяє зберегти кольорові метали, які можна використати при виробництві нових джерел струму, тим самим зменшити забруднення навколишнього середовища.

Таблиця 1 – Співвідношення різних хімічних джерел струму

Тип елементу	% <sub>мас</sub> [2]	% <sub>мас</sub> [3]
Сольові	21,49	—
Вуглецево-цинкові	—	18,62
Лужні	63,42	59,96
Літій-іонні	2,32	4,28
Нікель-кадмієві	—	9,19
Нікель-металогідридні	0,61	5,23
Свинцеві	—	2,17
Інші	12,16	0,55

Середній вміст компонентів в найбільш поширених батарейках наведено в табл. 2 [2].

Таблиця 2 – Середній вміст компонентів в найбільш поширених батарейках

Компонент	Вміст в сольових елементах, %	Вміст у вуглецево-цинкових елементах, %	Вміст в лужних елементах, %
Залізо та сталь	24,8	16,8	37
Марганець	22,3	15,0	23
Цинк	14,9	19,4	11
Інші метали	1,8	0,9	1,6
Електроліт	5,4	6,0	2
Вуглець	3,7	9,2	2
Папір	1,0	0,7	—
Пластмаса	2,2	4,0	6
Вода	10,1	12,3	6
Інші неметали	13,8	15,7	11,4

У процесах переробки елементів живлення першим етапом зазвичай є подрібнення. Його метою є зменшення розміру часток, отримання однорідного порошку для підвищення ефективності вилуговування та видалення залізної або сталеві тирси, а папір та пластмаса відділяються на ситах.

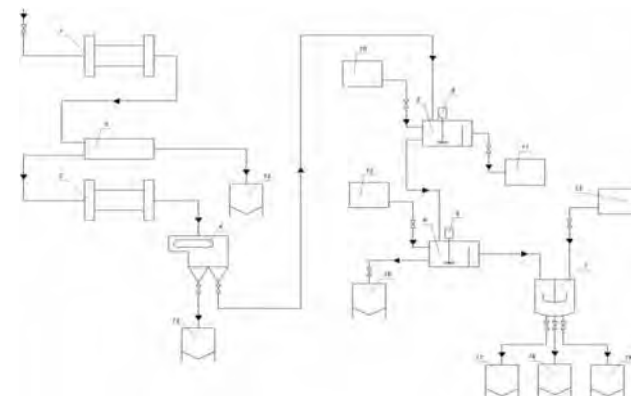
Первинне подрібнення здійснюється у молоткових дробарках, вторинне – у шарових млинах, молоткових або щоккових дробарках до стану порошку. При здійсненні експериментів для розділення фракцій застосовувалися сита з 2 мм отворами. Оптимальна крупність часток після подрібнення складає 0,1-1,0 мм. Магнітною

сепарацією видалялися залізна або сталева тирса (подрібнені залізні конструктивні елементи). Нейтральне вилуговування з метою видалення електролітів проводилося дистильованою водою при постійній швидкості перемішування (200 об/хв) за температури близько 50 °С протягом 5-60 хв.

Далі проводилося розділення металів кислотнo-лужним вилуговуванням 60% розчином сульфатної кислоти в такій кількості, щоб співвідношення між масовою часткою осаду до масової частки розчину складала 1/10. Швидкість обертів – 200 об/хв, температура – 80 °С. При цьому відбувалося розчинення металів та видалення нерозчинного залишку (вуглецю). Принципова схема переробки батарейок надана на рис.1.

Ця технологія була запропонована як найбільш економічно доцільна з найменшими енергетичними затратами.

Процес нейтралізації проводився 70% розчином гідроксиду калію до забезпечення значення рН = 8 при 200 об/хв та температурі 50 °С. Протягом нейтралізації (доведення до значення рН = 8) відбувається осадження солей металів, крім цинкових та манганових. Після першого осадження значення рН доводять до 9, протягом чого осаджуються цинковмісні сполуки, а потім доводять до 11, протягом якого осаджуються манган-вмісні сполуки [3].



1-2 – шарові млини; 3 – сита; 4 – магнітний сепаратор; 5-6 – реактори; 7 – реактор-нейтралізатор; 8-9 – мішалки; 10 – ємність для дистильованої води; 11 – ємність для розчину електроліту; 12 – ємність для кислоти; 13 – ємність для луку; 14 – бак із залізною та сталеву тирсою; 15 – бак з папером та пластмасами; 16 – бак з графітом; 17 – бак з сполуками цинку; 18 – бак з сполуками марганцю; 19 – бак з сполуками інших металів.

Рисунок 1 – Принципова схема переробки батарейок

## Література

- 1 Яворський В. Т., Срібний В. М., Калимон Я. А., Знак З. О. Ресурсозберігаюча технологія утилізації малих хімічних джерел струму цинк-манганової // Новітні енерго- та ресурсозберігаючі хімічні технології без екологічних проблем. – О.: ОНПУ, 2013, Т. 2. – С. 263-265.
- 2 Karen Fisher, Erika Wallén, Pieter Paul, Laenen Collins, Michael Collins Battery Waste Management Life Cycle Assessment
- 3 Muammer Kaya, Sait Kursunoglu A review of the current hydrometallurgical recycling of spent AA and AAA size Zn-C and alkaline batteries

## ТЕХНОЛОГІЯ УТИЛІЗАЦІЇ ШЛАМОВИХ ВІДХОДІВ ГАЛЬВАНІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

**ШМИГОЛЬ С. О.**, здобувач третього рівня вищої освіти (PhD).  
**СТОЛЯРЕНКО Г. С.**, д.т.н., професор, завідувач кафедри хімічних технологій та водоочищення.

*Черкаський державний технологічний університет*

Робота була проведена відповідно до календарного плану та програми теми дослідження «Розробка та впровадження схеми переробки відходів технології очищення стічних вод гальванічних виробництв».

Було проведено обстеження джерел утворення шламових відходів на 16 підприємствах області. Здійснено класифікацію відходів. Встановлено що 11 джерел, які використовують реагентний метод підвищення рН при очищенні стічних вод, 9 з яких застосовують вапно для осадження, 2 джерела – натрій гідроксид. 5 джерел використовують електрохімічний метод очищення стічних вод, з яких 1 джерело додатково застосовує доочищення з використанням іонообмінних смол. 2 джерела використовують апарати «Еліон», ще 2 джерела мають електрохімічне очищення в електрокоагуляторах з роздільними лініями основного виробництва (нікелювання, міднення, хромування). На кожному з підприємств накопичилось по кілька тонн відходів гальванічних виробництв.

Було проведено якісний і кількісний аналіз представницьких проб відходів з усіх джерел та місць захоронення.

При проведенні досліджень було використано наступні методи аналізів:

- Реагентно-структурний метод (якісний склад, кристалічна решітка).
- Титрометричний метод (хімічний метод визначення елементів).
- Електронна мікроскопія (форма кристалів, дисперсність зразка).
- Полярографічний метод (якісний та кількісний склад).
- Мас-спектрометричний аналіз на ЕМАЛ-2 (повний якісний і кількісний склад шламів).

На основі проведених аналізів була створена база даних щодо джерел забруднень. Дані про використану технологію очищення стічних вод, кількість шламів із різними характеристиками, якісний

склад шламів стали основою для досліджень з моделювання промислової технології переробки шламових відходів.

Проведено дослідження технології переробки шламів (попереднє кислотне розчинення шламів).

1. Селективне вилучення кольорових металів.

Проведено дослідження з селективного вилучення  $Fe^{3+}$ ,  $Zn^{2+}$ ,  $Co^{2+}$  методом екстракції з використанням органічних реагентів. Комплексні сполуки, які утворюються в органічному шарі, руйнуються з подальшою регенерацією розчинника та отриманням індивідуальних солей вилучених металів.

На даний момент технологія не може бути реалізована через нестачу розчинників.

2. Поетапне осадження.

Поетапне (або фракційне) осадження за граничними значеннями рН не дало чіткої селективності для металів, які осаджувалися. Відзначаються процеси співосадження відповідно до стандартних шкал утворення гідроксидів відповідних металів.

3. Мембранні та іонообмінні методи розділення.

При використанні нових іонообмінних мембран («Гасма», «Владипор») отримані позитивні результати очищення розчинів різної концентрації від іонів важких металів. Використовуючи мембранну технологію як завершальну стадію, можна досягти 97-98% очищення від усіх іонів важких металів (кінцева концентрація 0,1 мг/л). Проведено дослідження зниження енергозатрат шляхом переходу з режимів зворотного осмосу на ультрафільтрацію (попередній перехід іонів металів у високомолекулярні комплекси).

Досягнуто 30% економії на електроенергії. Дослідження щодо іонообмінних методів вилучення хрому (у вигляді  $Cr(VI)$ ), а також повний перехід на вітчизняні іонообмінні смоли для доочищення не завершені через припинення фінансування. Основною перешкодою впровадження іонообмінної очистки є висока концентрація органічних сполук, масел та ПАР у стічних водах.

Принципова схема технології утилізації шламів представлена на рис. 1.

4. Виробництво залізо-хромових каталізаторів.

Розроблено технологію і підготовлено технічну документацію для виробництва залізо-хромових каталізаторів на основі шламів

лінії очищення стічних вод з цеху хромування. Випущені партії каталізаторів були сертифіковані галузевою лабораторією каталізу (м. Торецьк), як каталізатори для окиснення органічних розчинників у відхідних газах. Проведено дослідження якісного та кількісного складу (мас-спектрометричний аналіз), міцності, пористості та каталізаторної активності для ряду сполук.

Процес виробництва каталізатора включає такі етапи:

- Відстоювання суспензії з декантацією води;
- Приготування та дозування добавок (проторів);
- Змішування суспензії з добавками;
- Сушіння суспензії;
- Змішування порошку з носієм;
- Пресування каталізатора у таблетки;
- Пакування.

#### 5. Утилізація шламів.

Отримано позитивні результати з утилізації шламів для виробництва декоративних будівельних матеріалів і предметів побуту. Досліджено вплив добавок на оплавлення, блиск, рівень дифузного відбиття декоративних глазурей керамічних облицовальних плиток з метою заміни дефіцитних пігментів і зниження витрат феритної глазури. Принципова схема технології утилізації шламів представлена на рис. 1.

#### 6. Утилізація міді, срібла, золота.

Підтверджено ефективність електрохімічного осадження міді з мідьвмісних розчинів (ступінь утилізації – 99%). Проведено дослідження альтернативного методу окиснення та осадження золота з розчинів (замість ціанідного методу).

7. Запропонована уніфікована технологія для цеху переробки шламових відходів у регіоні (підготовлена технічна документація).

#### 8. Фосфатна технологія селективного вилучення.

Проводяться роботи з фосфатного покомпонентного методу вилучення важких металів з сірчаноокислотних розчинів. Попередньо очищену суспензію можна обробляти за фосфатним методом через складний технологічний ланцюжок.



Рисунок 1 – Принципова схема технології утилізації шламів

## ЗМІСТ

<i>Андрєєв М. С., Ющенко С. Л., Столяренко Г. С.</i> ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНЕ ОБҐРУНТУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЇ СИНТЕЗУ ЕТИЛОВИХ ЕФІРІВ ЖИРНИХ КИСЛОТ У ВИГЛЯДІ БІОДИЗЕЛЮ .....	4
<i>Андрєєв М. С., Ющенко С. Л., Столяренко Г. С.</i> ВИРОБНИЦТВО БІОДИЗЕЛЮ З ЕТИЛОВОГО СПИРТУ .....	11
<i>Валовенко В. С., Гойда М. Д., Столяренко Г. С.</i> ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСІВ БІОЛОГІЧНОГО ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД З ВИКОРИСТАННЯМ МЕТОДУ КАВІТАЦІЇ .....	14
<i>Гук О. І., Вязовик В. М.</i> ХЕМОСОРБЦІЙНА ТЕХНОЛОГІЯ ОЧИЩЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ГАЗІВ ВІД СІРКОВОДНЮ ХІНГІДРОНИМ МЕТОДОМ .....	16
<i>Демчук Б. Д., Демчук І. М., Савчук В. Л.</i> ОСОБЛИВОСТІ ПІДГОТОВКИ ВОДИ ДЛЯ БЕЗПЕЧНОЇ ЕКСПЛУАТАЦІЇ КОТЛІВ-ОХОЛОДЖУВАЧІВ КОНВЕРТЕРНИХ ГАЗІВ ТИПУ ОКГ-130-БД .....	21
<i>Жученко О. А., Черній Т. С., Столяренко Г. С.</i> ОБРОБЛЕННЯ ЦИНКОВІСНИХ ВІДХОДІВ ЛУЖНИМИ РОЗЧИНАМИ .....	25
<i>Кам'янецька Д. А., Столяренко Г. С.</i> ДОСЛІДЖЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ПІДЖИВЛЕННЯ КАРБОНОВІСНИХ РЕЧОВИН НА РОБОТУ БІОФІЛЬТРІВ ОЧИЩЕННЯ ПРОМИСЛОВИХ СТІЧНИХ ВОД .....	30
<i>Кириченко В. Є., Вязовик В. М.</i> РЕСУРСОЩАДНА КАТАЛІТИЧНА ТЕХНОЛОГІЯ ОКИСНЕННЯ АМОНІАКУ ДО НІТРОГЕНУ (II) ОКСИДУ .....	32
<i>Коржик К. С., Столяренко Г. С.</i> ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД ФАРМАЦЕВТИЧНОГО ПІДПРИЄМСТВА .....	38

<i>Корчева С. Г., Вязовик В. М.</i> АДСОРБЦІЙНЕ ОЧИЩЕННЯ ПРОМИСЛОВИХ СТОКІВ ВІД ІОНІВ ВАЖКИХ МЕТАЛІВ НА ПРИКЛАДІ КУПРУМУ ТА ХРОМУ .....	43
<i>Костів В. О., Клименко Т. В.</i> ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД, ЩО МІСТЯТЬ Cr(VI) ТА Cu(II) НА ЦЕОЛІТАХ .....	48
<i>Литвинов І. В., Солодовнік Т. В.</i> КОАГУЛЯЦІЙНО-ФЛОКУЛЯЦІЙНІ ПРОЦЕСИ ДООЧИЩЕННЯ ПРИРОДНИХ ВОД З ВИКОРИСТАННЯМ КОМБІНОВАНИХ РЕАГЕНТІВ .....	51
<i>Нечитайло Н. С., Фоміна Н. М., Столяренко Г. С.</i> ГІДРОМЕТАЛУРГІЙНА ТЕХНОЛОГІЯ ПЕРЕРОБКИ ЦІНКОВІСНИХ ШЛАМІВ СТІЧНИХ ВОД ВИРОБНИЦТВА ХІМВОЛОКНА .....	55
<i>Оришечко А. В., Коваль М. Г.</i> ПРОЦЕС ПОМ'ЯКШЕННЯ ВОДИ В ТЕХНОЛОГІЇ ФАРБУВАННЯ ТКАНИНИ В УМОВАХ ФАРБУВАЛЬНО-ОПОРЯДЖУВАЛЬНОГО ВИРОБНИЦТВА .....	60
<i>Перехрест А. Л., Столяренко Г. С.</i> ОПТИМІЗАЦІЯ РОБОТИ МІСЬКИХ ОЧИСНИХ СПОРУД (ОПСВ) .....	65
<i>Перехрест А. Л., Чорненко Я. Г., Столяренко Г. С.</i> ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ЕЛЕКТРОННОГО КАТАЛІЗУ ПРИ СПАЛЮВАННІ ГАЗОПОДІБНОГО ПАЛИВА .....	68
<i>Савчук В. Л., Фоміна Н. М., Столяренко Г. С.</i> МІНІМІЗАЦІЯ ЕНЕРГЕТИЧНИХ ВИТРАТ ПРИ ВИКОРИСТАННІ ОКИСНЮВАЛЬНИХ ПРОЦЕСІВ ДЛЯ БОРОТЬБИ З ВІДКЛАДЕННЯМИ ДРЕЙСЕНИ У ВОДІ ТЕПЛООБМІННОЇ АПАРАТУРИ ПрАТ «АЗОТ» .....	72
<i>Савчук В. Л., Фоміна Н. М., Свояк Н. І., Столяренко Г. С.</i> ВИКОРИСТАННЯ ОЗОНУ В ПРОЦЕСАХ БОРОТЬБИ З ВІДКЛАДЕННЯМ ДРЕЙСЕНИ У ВОДІ ТЕПЛООБМІННОЇ АПАРАТУРИ ПрАТ «АЗОТ» .....	77

<i>Старовойт М. В., Оришечко А. В., Коваль М. Г.</i> ПЕРІОДИЧНЕ ФАРБУВАННЯ ТКАНИНИ В УМОВАХ РЕАЛЬНОГО ФАРБУВАЛЬНО- ОПРЯДЖУВАЛЬНОГО ВИРОБНИЦТВА .....	81
<i>Stolyarenko H. S.</i> PRELIMINARY TREATMENT OF THE DNIPRO RIVER WATER .....	87
<i>Столяренко Г. С., Фоміна Н. М.</i> РОЗРОБКА ЕФЕКТИВНОЇ КОМПЛЕКСНОЇ СИСТЕМИ ХЕМОДЕСТРУКЦІЇ ВАЖКОРОЗКЛАДНИХ СПОЛУК .....	89
<i>Столяренко Г. С., Фоміна Н. М.</i> ТЕХНОЛОГІЯ БІОКОНВЕРСНОГО КОМПЛЕКСУ ДЛЯ ПЕРЕРОБКИ ВІДХОДІВ АГРОПРОМИСЛОВИХ ТА ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ З СУПУТНИМ СИНТЕЗОМ БІОГАЗУ .....	93
<i>Столяренко Г. С., Фоміна Н. М.</i> ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПЕРЕРОБКИ ПЛАСТИЧНИХ МАС В МОНОМЕРИ .....	96
<i>Столяренко Г. С., Фоміна Н. М.</i> ОТРИМАННЯ МОТОРНИХ ПАЛИВ І ГОРЮЧИХ ГАЗІВ ПРИ ГАЗИФІКАЦІЇ РОСЛИННОЇ БІОМАСИ .....	99
<i>Тулицька Н. І., Тулицький Б. І., Столяренко Г. С.</i> ЕЛЕКТРОХІМІЧНИЙ ЗАХИСТ МЕМБРАН ПРИ ЗНЕСОЛЮВАННІ ВИСОКОМІНЕРАЛІЗОВАНИХ ВОД .....	100
<i>Тулицька Н. І., Фоміна Н. М., Столяренко Г. С.</i> ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ДЕСТРУКЦІЇ ВОДНИХ РОЗЧИНІВ ПОЛЮТАНТІВ. СТАДІЇ ПОПЕРЕДНЬОГО ОЧИЩЕННЯ ВОДИ РІЧКИ ДНІПРО .....	105
<i>Фещенко Є. Я., Фещенко Н. В.</i> ДОСЛІДЖЕННЯ ПРИРОДНИХ СОРБЕНТІВ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ ПРОМИСЛОВИХ СТІЧНИХ ВОД ВІД ІОНІВ ВАЖКИХ МЕТАЛІВ .....	108
<i>Фещенко Н. В., Фещенко Є. Я.</i> РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ ПЕРЕРОБКИ ГАЛЬВАНІЧНИХ ШЛАМІВ В ПІГМЕНТИ .....	111

<i>Фещенко Є. Я., Фещенко Н. В.</i> АДСОРБЦІЙНЕ ОЧИЩЕННЯ ПРОМИСЛОВИХ СТОКІВ ВІД ІОНІВ ВАЖКИХ МЕТАЛІВ .....	115
<i>Фещенко Є. Я., Фещенко Н. В.</i> РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ ОТРИМАННЯ ГУМІНОВИХ РЕЧОВИН З ТОРФУ З ВИКОРИСТАННЯМ КАВІТАЦІЇ .....	118
<i>Фоміна Н. М., Сутковий С. М., Столяренко Г. С.</i> ЗАСТОСУВАННЯ АКТИВОВАНИХ ГРАНУЛЬОВАНИХ СОРБЕНТІВ ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ ҐРУНТІВ ВІД НАФТОПРОДУКТІВ ТА ІОНІВ ВАЖКИХ МЕТАЛІВ У ПІСЛЯВОСННИЙ ЧАС .....	123
<i>Fomina N. M., Feshchenko Y. Y., Stolyarenko H. S.</i> DEVELOPMENT OF THE TECHNOLOGICAL SCHEME OF CLEANING PRODUCTION WASTEWATERS CONTAINING COLORS .....	126
<i>Цзян Л. В., Фещенко Н. В.</i> ДОСЛІДЖЕННЯ ТА РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ СИНТЕЗУ ОРГАНОВМІСНИХ СПОЛУК НА БАЗІ ГУМІНОВИХ РЕЧОВИН .....	135
<i>Шмиголь С. О., Столяренко Г. С.</i> РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ ПЕРЕРОБКИ ДЛЯ НАЙБІЛЬШ РОЗПОВСЮДЖЕНИХ ДЖЕРЕЛ СТРУМУ .....	139
<i>Шмиголь С. О., Столяренко Г. С.</i> ТЕХНОЛОГІЯ УТИЛІЗАЦІЇ ШЛАМОВИХ ВІДХОДІВ ГАЛЬВАНІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ .....	143

Для нотаток

Наукове видання

Укладач **Н. М. Фоміна**

Науково-практична конференція  
11 грудня 2024 р., м. Черкаси

**ІННОВАЦІЙНІ ХІМІЧНІ ТЕХНОЛОГІЇ  
НАУКОВЦІВ ЧЕРКАЩИНИ ДЛЯ  
ВІДНОВЛЕННЯ ДОВКІЛЛЯ УКРАЇНИ  
У ПІСЛЯВОЄННИЙ ЧАС**

**Збірник наукових праць**

Матеріали подаються в авторській редакції

Технічний редактор,  
обкладинка С. А. Кандич  
Оригінал-макет С. Г. Кандич

Підписано до друку 20.11.2024. Формат 60x84 1/16.  
Папір офсет. Ум. друк. арк. 8,78.  
Зам. № 48. Тираж 50 прим.

**«Вертикаль»**

Видавець, виготівник, друк ФОП Кандич С. Г.  
Свідоцтво про Державну реєстрацію ДК №1335 від 23.04.2003 р.  
18000, м. Черкаси. Тел. 067-292-21-83  
E-mail: vertical2003@ukr.net