


національний університет

**А. П. Сафоник  
І. М. Таргоній**

національний університет  
водного господарства  
та природокористування



**Моделювання процесів  
очищення технологічної  
води для їх автоматизації**

**Монографія**



Національний університет  
водного господарства  
та природокористування

**Міністерство освіти і науки України**  
**Національний університет водного господарства та**  
**природокористування**

**А. Я. Сафоник, І. М. Таргоній**

**МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ОЧИЩЕННЯ**  
**ТЕХНОЛОГІЧНОЇ ВОДИ ДЛЯ ЇЇ**  
**АВТОМАТИЗАЦІЇ**

*Монографія*

**Рівне – 2021**



Національний університет

УДК 519.63: 681.516.75

ББК 30.2-5-05

С 12

*Рекомендовано до друку Вченою радою Національного університету  
водного господарства та природокористування  
(протокол № 1 від 29 січня 2021 р.)*

### **Рецензенти:**

д.т.н, ст.н.сп. **Журавчак Л. М.**, Національний університет  
«Львівська політехніка», м. Львів

д.т.н., доц. **Волощук В. А.**, Національний технічний університет  
України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

д.т.н., проф. **Мартинюк П. М.**, Національний університет  
водного господарства та природокористування, м. Рівне

**Сафоник А. П., Таргоній І. М.**

**С 12** Моделювання процесів очищення технологічної води для їх  
автоматизації. [Монографія] / А. П. Сафоник, І.М. Таргоній. –  
Рівне : Видавець Червінко А.В., 2021. – 154 с.  
**ISBN 978-617-7086-26-9**

Монографію присвячено вдосконаленню режимів роботи очисних споруд шляхом їх автоматизації на основі розроблених нових та удосконалених існуючих математичних моделей процесів очищення технологічних вод.

Видання рекомендовано для фахівців у галузях комп'ютерних наук та автоматизації - для наукових та інженерно-технічних працівників науково-дослідних, проектних організацій та промислових підприємств, а також аспірантів та студентів.

**УДК 519.63: 681.516.75**  
**ББК 30.2-5-05**

**ISBN 978-617-7086-26-9**

© Сафоник А. П., Таргоній І. М. 2021



## Зміст

<b>Передмова</b> .....	5
<b>Розділ 1. Процеси очищення рідин та проблеми пов'язані з ними</b> .....	7
1.1. Проблеми очищення технологічних вод промисловості.....	7
1.2. Математичне моделювання процесів очищення технологічних вод .....	20
1.3. Питання визначення домінуючих складових у механізмах масоперенесення .....	31
<b>Розділ 2. Математичне моделювання та автоматизація процесу магнітного очищення технологічних вод</b> .....	38
2.1. Узагальнення математичної моделі процесу феромагнітного очищення технологічних вод .....	38
2.2. Комп'ютерне моделювання процесу магнітного очищення технологічних вод .....	42
2.3. Дослідження процесу магнітного очищення технологічних вод .....	46
2.4. Розробка системи автоматизації процесу магнітного очищення технологічних вод .....	53
<b>Розділ 3. Математичне моделювання та автоматизація процесу біологічного очищення технологічних вод</b> .....	65
3.1. Моделювання процесу біологічної очистки технологічних вод .....	65
3.1.1. Розробка математичної моделі біологічного реактора з контролем концентрації кисню.....	66
3.1.2. Розробка нелінійної моделі процесу біологічної очистки з урахуванням температурного режиму.....	69





3.2. Дослідження процесу біологічного очищення технологічних вод.....	74
3.2.1. Моделювання роботи біологічного реактора з контролем концентрації кисню.....	74
3.2.2. Моделювання роботи біологічного реактора з урахуванням температурного режиму.....	80
3.3. Розробка системи автоматизації очистки технологічних вод при контролі концентрацію кисню .....	89
<b>Розділ 4. Математичне моделювання та автоматизація процесу електрокоагуляції.....</b>	<b>103</b>
4.1. Очистка технологічних вод методом електрокоагуляції.....	103
4.2. Дослідження процесу отримання коагулянту для очистки технологічних вод.....	108
4.3. Розробка системи автоматизації процесу очищення технологічних вод від іонів важких металів .....	115
4.4. Розробка системи автоматизації процесу вироблення коагулянту .....	126
<b>Закінчення.....</b>	<b>130</b>
<b>Література.....</b>	<b>132</b>



## ПЕРЕДМОВА

Показники якості технологічної води на сьогоднішній день в основному забезпечуються в ручному режимі. Використання існуючих аналізаторів базується на дослідних вимірах, що потребує постійного залучення персоналу та проведення відповідного лабораторного дослідження. Механізмів автоматизації процесів очищення внаслідок незначної кількості пристроїв, які б забезпечували таку можливість, є небагато. Окрім того, вартість таких пристроїв є високою, а їх обслуговування потребує спеціалістів високої кваліфікації. На сьогоднішній день є мало розробленими, безсистемними або взагалі відсутніми модельні механізми, які б надали можливість розробити програмні комплекси для автоматизації процесів очищення технологічних вод. Ключовим інструментом при розробці таких систем є використання математичного моделювання процесів очищення технологічної води.

Більшість існуючих робіт за вказаною проблематикою присвячені розробці алгоритмів автоматизованого керування технологічними процесами очистки технологічних вод на основі експериментальних даних. У той же час важливою є також розробка математичних моделей, що адекватно описують відповідні процеси.

Через недосконалість існуючих математичних моделей процесів очищення технологічних вод (прогнозування, керування та оперативних методів контролю), багато відповідних характерних параметрів не враховуються або задаються довільно, що унеможливорює їх використання для розробки програмних комплексів автоматизації відповідних процесів.

Наведені недоліки потребують вирішення, оскільки очищенню підлягають великі об'єми технологічних вод, а недостатнє їх очищення має згубний вплив на водні



екосистеми. Крім того, відносно висока вартість процесів очищення може бути зменшена шляхом оптимізації витрат на енергоресурси.

Монографія присвячена питанням підвищення продуктивності очисних споруд шляхом розробки нових математичних моделей процесів очищення технологічних вод від забруднень різного роду при дотримуванні заданих показників якості очищеної води та автоматизація відповідних процесів. Вдосконалено існуючі математичні моделі задач фільтрації технологічних вод з використанням магнітного, біологічного та електрокоагуляційного очищення. Враховано взаємний вплив характеристик середовища на параметри процесу. Проведено розрахунок критичного часу роботи магнітного фільтра, а також перепад тиску, що утвориться при цьому з використанням імітаційного моделювання. Наведено результати розрахунків розподілу концентрації домішок та осаду по довжині магнітного фільтра. Досліджено вплив концентрації кисню та температури водного середовища на рівень активного мулу і відповідно на концентрацію забруднення на виході з біологічного фільтра. Наведено результати розрахунків розподілу концентрації домішок, активного мулу, кисню по довжині фільтра в різні моменти часу та в різних координатах з часом. Розроблено математичну модель очищення стічних вод методом електрокоагуляції, яка дозволяє визначити вплив сили струму між пластинами коагулятора на якість очищення стічної води від концентрацію іонів нікелю. Проведено комп'ютерне моделювання з використанням додатку Simulink програмного середовища Matlab. Наведені результати розрахунків розподілу концентрації іонів заліза, температури водного середовища при різній силі струму між катодом і анодом. Розроблено системи автоматизації відповідних процесів з використанням результатів моделювання.



## РОЗДІЛ 1. ПРОЦЕСИ ОЧИЩЕННЯ РІДИН ТА ПРОБЛЕМИ ПОВ'ЯЗАНІ З НИМИ

В даному розділі здійснено огляд найбільш поширених методів очищення технологічних вод від забруднень. Наведено переваги і недоліки цих методів. Проведено аналіз математичних моделей, що описують процеси очищення рідин від забруднень. Здійснено огляд наукової літератури, присвяченої процесам очищення рідин від домішок різної концентрації та складу, моделюванню процесів очищення рідин шляхом магнітного, біологічного та електрокоагуляційного очищення. Розглянуто розроблені рішення для систем автоматичного керування відповідними процесами. Обґрунтовано доцільність розроблення математичних моделей, а на основі моделювання процесів розробки програмних комплексів для автоматизації очисних споруд.

### 1.1. Проблеми очищення технологічних вод промисловості

Технологічні води – будь-які води та атмосферні опади, що відводяться у водойми з територій промислових підприємств і населених місць через систему каналізації або самопливом, властивості яких виявилися погіршеними в результаті діяльності людини [47, 164].

Технологічні води можуть бути класифіковані за джерелом походження на [51]:

1). Виробничі (промислові) технологічні води (що утворюються в технологічних процесах при виробництві або видобутку корисних копалин), відводяться через систему промислової або загальної каналізації.

2). Побутові (господарсько-фекальні) технологічні води (що утворюються в житлових приміщеннях, а також в



побутових приміщеннях на виробництві, наприклад, душові кабінки, туалети), відводяться через систему господарсько-побутової або загальної каналізації.

3). Поверхневі технологічні води (діляться на дощові і талі, тобто утворюються при таненні снігу, льоду, граду), відводяться як правило через систему зливової каналізації. Так само можуть називатися "злизові стоки".

Виробничі технологічні води, на відміну від атмосферних і побутових, не мають постійного складу і можуть бути розділені по:

- 1). Складу забруднювачів.
- 2). Концентрації забруднюючих речовин.
- 3). Властивостям забруднювачів.
- 4). Кислотності.
- 5). Токсичної дії і дії забруднювачів на водні об'єкти.

Основною метою очищення технологічних вод є водопостачання. Система водопостачання (населеного місця або промислового підприємства) повинна забезпечувати отримання води з природних джерел, її очищення, якщо це викликається вимогами споживачів, і подачу до місць споживання [33-35].

Однією з найгостріших екологічних проблем людства є очищення технологічних вод. Найбільші проблеми складають побутові і виробничі стоки. В останні роки підприємства активно переходять на використання води по закритій технології, яка забезпечує її рециркуляцію і мінімізує витік до навколишнього середовища. Подібну технологію для побутових вод не використовують, оскільки ступінь очищення не відповідає нормам якості подачі води для побутових приміщень. У зв'язку з цим побутові стоки після деякого очищення скидають у водний басейн, що знаходиться нижче за рівнем від водозабірної системи.



Склад забруднень технологічних вод та об'єми цих домішок змінюються в залежності від регіону [55], як представлено в табл. 1.1.

За даними міністерства екології та природних ресурсів України [55], більша частина поверхневих вод України містить перевищення гранично допустимих концентрації азоту амонійного – у 2–4 рази, нафтопродуктів – 1.5–2 рази, сполук цинку – 3–5 разів, сполук міді і хрому – 2–4 рази, сполук заліза – 7 разів.

Таблиця 1.1. Скиди в поверхневі водні об'єкти окремих забруднюючих речовин у складі технологічних вод за регіонами, тон

	Нафто-продукти	Залізо	Магній	Кальцій	Фосфати
Україна	302.7	491.2	1114.5	3646.0	4382.0
Вінницька	0.4	1.9	-	-	49.8
Волинська	1.1	12.5	-	-	97.9
Дніпропетровська	58.1	59.7	-	-	604.2
Донецька	29.5	53.1	-	-	467.5
Житомирська	1.7	6.6	-	-	125.2
Закарпатська	0.0	7.4	-	-	78.3
Запорізька	19.2	119.7	973.1	3078.0	292.4
Івано-Франківська	1.2	4.3	21.8	157.7	102.5
Київська	2.3	7.6	16.7	19.7	70.6
Кіровоградська	2.5	2.4	-	224.1	96.2
Луганська	5.3	19.1	98.3	153.7	82.9
Львівська	6.5	59.8	0.3	1.9	217.8
Миколаївська	9.3	4.4	-	-	44.2



Одеська	3.6	13.6	0.0	0.0	471.9
Полтавська	0.7	8.5	0.6	0.7	126.6
Рівненська	1.1	7.8	-	-	162.2
Сумська	0.0	5.0	-	-	93.7
Тернопільська	1.8	3.3	-	-	96.3
Харківська	134.1	53.9	3.1	8.6	640.4
Херсонська	0.0	3.5	-	-	48.8
Хмельницька	0.9	5.8	0.5	1.2	84.3
Черкаська	6.3	5.0	-	-	116.6
Чернівецька	0.8	2.4	0.1	0.4	2.8
Чернігівська	0.1	7.1	-	-	96.8
м. Київ	16.2	16.8	-	-	112.1

Одним з найбільших та найнебезпечніших за своїм згубним впливом на екосистеми є нафтове забруднення [149]. Для очищення технологічних вод промисловості, що забрудненні нафтопродуктами використовують механічні, хімічні, фізико-хімічні та біологічні методи [132]. Проте для максимально ефективного очищення використовують комбінацію різних методів в якій об'єм води проходить багатоступеневе очищення і багатократно циркулює в технологічних процесах [39, 83].

Забруднення поверхневих вод іонами амонію зазвичай відбувається через нераціональне використання добрив, злив технологічних вод тваринних комплексів та фільтрат сміттєзвалищ [52]. Для вилучення азотовмісних сполук більшість великих комунальних споруд використовують однакову технологічну схему: подача стоків на первинні відстійники після яких подаються в аеротенки, а потім у вторинні відстійники де від рідини відділяється біомаса активного мулу. Також розповсюдженими методами є:



віддування вільного аміаку, хлорування, озонування, переведення амонійного азоту  $\text{NH}_4^+$  до молекулярного азоту  $\text{N}_2$  біологічним способом, видалення амонійного азоту методом іонного обміну, адсорбція іонів амонію природними дисперсними сорбентами [39, 40].

До основних галузей промисловості, технологічні води яких містять іони важких металів відносять: чорна й кольорова металургія, машинобудування, приладобудування, металообробка, верстатобудування, автомобілебудування, електронна та авіаційна промисловість, а також шкіряна і текстильна промисловість та ін. [46]. Головним джерелом забруднень навколишнього середовища іонами важких металів є технологічні води, які використовують для операцій промивок та основних технологічних операцій [22]. Для очищення технологічних вод від іонів важких металів використовують багато методів: реагентні, іонообмінні, сорбційні, біохімічні, електрохімічні, але найпоширенішим на вітчизняних підприємствах є реагентний метод [41].

Існує велике різноманіття методів очищення, які можна розділити на наступні основні групи по основним використовуваним принципам.

**Механічні.** Вони засновані на процедурах проціджування, фільтрування, відстоювання, інерційного поділу. Дозволяють відокремити нерозчинні домішки. За вартістю механічні методи очищення відносяться до одних з найдешевших методів.

**Хімічні.** Застосовуються для виділення зі технологічних вод розчинних неорганічних домішок. При обробці технологічних вод реагентами відбувається їх нейтралізація, знебарвлення і знезаражування. У процесі хімічної очистки може накопичуватися досить велика кількість осаду.

**Фізико-хімічні.** При цьому використовуються процеси коагуляції, окислення, сорбції, екстракції, електролізу, іонообмінного очищення, зворотного осмосу.





Це високопродуктивний спосіб очищення, що відрізняється високою вартістю. Дозволяє очистити технологічні води від дрібно- і грубо дисперсних часток, а також розчинених сполук.

Біологічні. В основі цих методів лежить використання мікроорганізмів, що поглинають забруднювачі технологічних вод. Застосовуються біофільтри з тонкою бактеріальної плівкою, біологічні ставки з мікроорганізмами, аеротенки з активним мулом, з бактеріями та мікроорганізмами.

Часто застосовуються комбіновані методи, які використовують на кількох етапах різні методи очищення. Застосування того чи іншого методу залежить від концентрації і шкідливості домішок [38].

На основі наведених даних в таблиці 1.1 та аналізу літературних джерел щодо виду забруднень технологічних вод та методів їх очищення отримали наступну діаграму розподілу методів очищення технологічних вод.

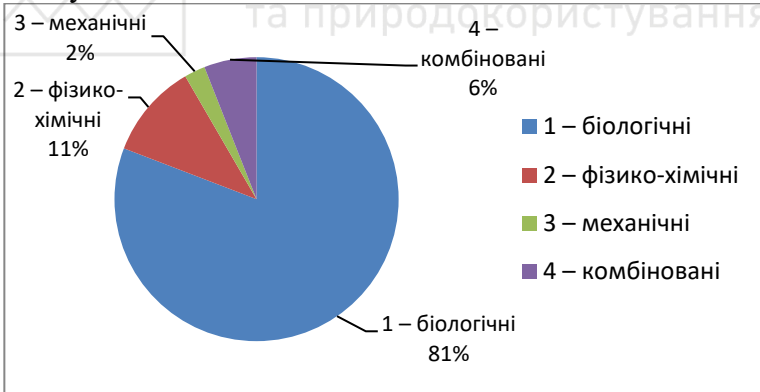


Рис. 1.1. Розподіл методів очищення технологічних вод  
1 – біологічні, 2 – фізико-хімічні, 3 – механічні, 4 – комбіновані методи

Технологічні водні системи багатьох галузей промисловості, як відомо, забруднені різного роду домішками. Гостро ця проблема стоїть в тепловій і атомній енергетиці (ТЕЦ, ТЕС, АЕС), хімічній, металургійній, скляній, спиртній,



керамічній, авіаційній промисловостях [37, 129]. Основною причиною наявності домішок у водних технологічних системах є неперервна корозія технологічного та комунікаційного обладнання. В оборотних (технологічних) водах металургійних виробництв концентрація диспергованої окалини сягає 100 мг/л, при нормі 10 мг/л [107]. Така висока концентрація окалини призводить до швидкого зносу технологічного обладнання, погіршення якості продукції, що випускається. Для видалення феромагнітних домішок з технологічних водних систем запропоновано використовувати метод магнітного осадження домішок в намагніченому зернистому фільтруючому матеріалі. Перевагами даного методу є можливість очищення водного середовища з температурою до 500 °С, швидкістю фільтрування до 1000 м/год, можливість очищати хімічно агресивні середовища [98]. Регенерація зернистих феромагнітних фільтруючих матеріалів не потребує хімічних реагентів, що робить метод магнітного очищення екологічно безпечним [100, 101].

Одним із найменш затратних методів дослідження, що дозволяє здійснити перевірку його відповідності необхідним технічним вимогам є комп'ютерне моделювання [92, 167]. При використанні магнітних фільтрів у системах очистки води виникає необхідність у забезпеченні заданої концентрації феромагнітних домішок у рідкому середовищі. Крім того для ефективного використання ресурсів та забезпеченні виконання основної функції фільтра – очистки, необхідно дослідити вплив концентрації забруднення у рідині, що надходить в систему на критичний час роботи фільтра, та перепад тиску, що створюється при цьому, а також провести моделювання процесу магнітного осадження домішок при очищенні як багатоконцентрованих, так і малоконцентрованих водних систем із змінним забрудненням на вході.

Споживання води різними галузями промисловості з кожним роком збільшується як в кількісному, так і в якісному



плані [134]. Сучасне промислове виробництво не може існувати без води, а деякі виробництва споживають воду в дуже великих кількостях. Для водопостачання підприємств теплоенергетики використовують природну воду, як з поверхневих (річки, озера), так і з підземних (артезіанські свердловини) джерел. За рівнем автоматизації теплоенергетика займає одне з ведучих місць серед всіх галузей промисловості. Теплоенергетичні установки характеризуються неперервністю процесів, що протікають в них. Майже всі операції на теплоенергетичних установках механізовані, а перехідні процеси в них розвиваються досить швидко.

Автоматизація водопідготовчих установок дозволяє зменшити трудозатрати на обслуговування і підвищити надійність роботи установок, покращити техніко-економічні показники за рахунок оптимізації і інтенсифікації технологічних процесів, забезпечити отримання води гарантованої якості [53]. При автоматичному керуванні роботою фільтрів досягається зменшення питомих і загальних витрат хімічних реагентів і води на власні потреби. Впровадження автоматизації управління водопідготовчими установками дозволяє в 2-3 рази збільшити продуктивність цих установок без додаткових капітальних витрат на технологічне обладнання і будівництво, що є основним фактором, який визначає доцільність впровадження систем автоматизації водопідготовки теплоелектроцентралей та котельних.

В той же час при використанні магнітних фільтрів в системах очистки для визначення концентрації залізовмісних домішок у рідкому середовищі не розроблено універсального приладу, який би видавав сигнал зміни забруднення, а виміри проводять дослідним шляхом [25, 76], що потребує значних матеріальних, трудових та часових ресурсів, тому виникає необхідність в автоматизації відповідного процесу.



Для зменшення енерговитрат і підвищення ефективності очищення побутових стоків використовують методи біологічного очищення [51]. Ці методи засновані на використанні бактерій, які в своїй життєдіяльності поїдають дрібні залишки зважених і розчинених у воді органічних сполук [51].

Біологічне очищення перед іншими методами має ряд значних переваг [122]. Мікроорганізми здійснюють повне розкладання побутових стоків до нейтральних продуктів (газ і вода), забезпечуючи при цьому колообіг речовин в природі. Таким чином, біологічна очистка на відміну від інших способів не витягує і не переводить забруднення в інші форми, що забезпечує практично безвідходність виробництва. У той же час біологічні методи менш витратні, так як за винятком капітальних вкладень майже не вимагають експлуатаційних витрат. При цьому основний робочий компонент, активний мул, при сприятливих умовах самовідтворюється.

Процес біологічного очищення, як уже було показано вище, заснований на здатності мікроорганізмів, використовувати для свого харчування, що знаходяться в технологічних водах, органічні речовини (спирти, кислоти, вуглеводи, білки, жири і ін. речовини) [51]. Азот, який необхідний бактеріям для життєдіяльності, вони витягують з аміаку, нітратів, амінокислот, фосфор і калій - з мінеральних солей, що містяться в технологічних водах. Активний мул, в процесі життєдіяльності, отримує матеріал для формування і зростання бактерій, швидкість якого безпосередньо залежить від складу технологічних вод. На інтенсивність і ефективність біологічної очистки сильно впливає швидкість розмноження бактерій [51].



Рис. 1.2. Система біологічного очищення технологічних вод  
(<https://ziko.com.ua/all-article-ochysni-sporudy-stichnykh-vod/>)

Всі методи біологічної очистки в основному поділяються на аеробні та анаеробні. При аеробних методах мікроорганізми використовують розчинений у технологічних водах кисень, а при анаеробних доступу до кисню мікроорганізми не мають.

Основними представниками аеробних методів є аеротенки і біофільтри. В аеротенках процес очищення здійснюється мікроорганізмами. У процесі взаємодії мікроорганізмів один з одним утворюється активний мул, розмір пластивців, яких становить в межах від 1 до 4 мм. Біологічне очищення при цьому здійснюється в ході просування активного мулу і технологічної рідини по коридору аеротенках. В ході цього руху розрізняють наступні процеси - деструкцію і трансформацію органічного забруднення мікроорганізмами і біосорбції забруднення з утворенням активного мулу. Сорбуються як органічні забруднення, так і мінеральні.

Біофільтр є герметичним об'єктом, що розміщується на рівному майданчику. При цьому можливий швидкий його



монтаж на площах очисних споруд з готових заводських деталей. Механізм вилучення органічних забруднень із технологічних вод здійснюється при контакті технологічної рідини, що очищається з активною біомасою. При цьому активна біомаса біофільтра представляє собою структуру в вигляді біологічної плівки. Потрібно мати на увазі, що різновиди, з яких складається біоплівка набагато різноманітніші. Ця специфіка, однозначно, підвищує ефективність і стабільність очищення технологічних вод. Крім того, кількість активної біоплівки, на одиницю об'єму біофільтра, в 25...50 разів більше для біофільтрів з об'ємним завантаженням. При експлуатації біофільтрів з площинною завантаженням робочої біомаси - в сотні разів більше, ніж в аеротенках.

Основною перевагою біофільтрів в порівнянні з аеротенками є природна відповідність якості поживних речовин якості споживачів. Якість субстрату обумовлює формування біоценозу по ходу потоку і створення оптимальних умов для очищення технологічних вод. При експлуатації не спостерігається розпушування активного мулу, піноутворення, винесення активного мулу з споруди.

Анаеробні способи очищення технологічних вод представлені різними септіктенками, бродільниками і біофільтрами зі зворотною фільтрацією. Всі представники цієї групи не отримали широкого застосування очищення технологічних побутових вод через високу вартість високопористих насадок, обмеженнях по навантаженнях в стоках і необхідності періодичного трудомісткого промивання біофільтрів.

Способи біологічного очищення, як видно, мають ряд переваг: низьке енергоспоживання; можливість автономної роботи і використання вилученого надлишку активного мулу в якості добрива; відсутність при обробці шкідливих хімічних речовин; відсутність в стоках домішок і суспензій. Однак ці



методи вимагають в аеротенках заданого рівня насичення киснем і температури в рідині, що очищається.

Одним з найбільш прогресивних напрямів в технології водоочищення є метод електрокоагуляції [49]. Очищення технологічних вод даним методом сьогодні все частіше застосовується на підприємствах машинобудівної, а також металургійної промисловості, де відпрацьована рідина характеризується високим рівнем вмісту солей, важких металів, нерозчинних опадів, технічних масел [124]. Одним з шляхів забруднення є використання у виробництві хімічних методів, які дуже поширені в технологічних процесах. Проте результати хімічної обробки завжди залишаються відходи, що мають негативний вплив на довкілля. Часто для очищення таких технологічних вод використовують системи, які вже давно відпрацювали свій ресурс. Час напрацювання на відмову таких систем давно вийшов і використання зношених систем не забезпечує необхідних концентрацій допустимих домішок. Перевищення допустимих концентрацій забруднення у навколишньому середовищі несе негативний вплив природним екосистемам. Тому розроблення сучасних систем водоочищення є одним з першочергових завдань для збереження довкілля.





Рис. 1.3. Промисловий електрокоагулятор

(<https://gmexp.ru/equipment/type/equipment101/%D0%AD%D0%BB%D0%B5%D0%BA%D1%82%D1%80%D0%BE%D0%BA%D0%BE%D0%B0%D0%B3%D1%83%D0%BB%D1%8F%D1%82%D0%BE%D1%80.html>)

Процес електрокоагуляції відбувається на електродах при проходженні через технологічну воду постійного електричного струму [56, 130]. Це дозволяє проводити процес очищення технологічних вод при відносно простій технологічній схемі очищення без використання хімічних реагентів [133, 151]. До переваг даного методу відносять:

- висока продуктивність;
- мала чутливість до зміни складу сумішей;
- відсутність необхідності попереднього видалення розчинених органічних речовин;
- наявність промислового випуску різних електрокоагуляційних установок [48].

Очевидно, що такий процес потребує енергозатрат, відповідно, обов'язковим є передбачення заходів та засобів щодо підвищення енергоефективності, у тому числі із





застосуванням сучасних підходів автоматизованого управління. Автоматизоване управління, в свою чергу, забезпечить зменшення затрат робочої сили, збільшення можливості керування та діагностики (подача води, електроенергії, вимірювання рівня осада та ін.) та забезпечить надійність використання.

## **1.2. Математичне моделювання процесів очищення технологічних вод**

Для очищення технологічних вод на сьогоднішній день використовують механічні (відстоювання, фільтрування, центрифугування), фізико-хімічні (флотація, коагуляція, сорбція), хімічні (хлорування, озонування) та біологічні методи. Оскільки технологічні води являють собою комплекс забруднень, на практиці використовують комбінацію різних методів для ефективного очищення. Головна мета таких процесів це покращення якості очищеної води, зменшення експлуатаційних витрат та покращення умов праці [24].

Досліджувати відповідних процесів відбувалося як в практичній так і теоретичній площині. Так, значний вклад в дослідження процесів очищення технологічних вод зробили Геращенко В.І., Геращенко О.В., Гіроль М.М., Саблій Л.А., Олійник О.Я., Поляков В.Л., Бомба А.Я., Сафоник А.П., Мартинюк П.М., Сівак В.М., Орлов В.О., Khalid S. Hashim, Andy Shaw , Rafid Al Khaddar1, Montserrat Ortoneda Pedrola, David Phipps, V. Adetola, D. Lehrer, M. Guay, D. Brune, R. Brun, M. Kiihni, W. Gujer, Q. Ghai, M. Henze тощо.

Експериментальними дослідженнями процесів магнітного очищення технологічних вод займаються В.І. Гаращенко, О.В. Гаращенко. У своїх роботах [23-26] автори займалися теоретичним обґрунтуванням процесу магнітного осадження домішок в намагнічених феромагнітних загрузках, аналізом сил, що діють на магнітну частинку при русі в



намагніченій феромагнітній загрузці, досліджують вплив довжини намагніченої фільтруючої загрузки і напруженості магнітного поля на коефіцієнт осадження феромагнітних домішок зворотного виробничого конденсату ТЕЦ. Авторами запропоновано методіку розрахунку ефективності процесів фільтрування та регенерації, які функціонують за законами, прийнятими в узагальненій моделі Мінца.

М.М. Гіроль в [27-31] запропонував і дослідив нову технологію очищення технологічних вод з використанням горизонтального біофільтра, при цьому описав математичну модель біологічного очищення на фільтрах з плаваючим фільтруючим шаром. Для досліджень автор обрав модель, яку розробили В.Л. Поляков та О.Я. Олійник [91], яка полягає в тому, що при урахуванні кінетичних процесів які протікають у біологічній плівці, для певних параметрів процесу фільтрування, розраховується значення висоти фільтруючого шару. За цих умов:

– нестационарне рівняння матеріального балансу маси субстрату для відносно необмеженої ділянки тонкого активного шару біоплівки за умови, що зерна фільтруючого шару мають сферичну форму:

$$D_L \left( \frac{\partial^2 L}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial L}{\partial r} \right) - R_L = \frac{\partial L}{\partial t}, \quad (1.1)$$

– рівняння для потоку субстрату до поверхні біоплівки із об'єму рідини (фільтра) через гідравлічну плівку (прикордонний шар):

$$N_L = K_L(L_e - L), \quad (1.2)$$

– нестационарне рівняння матеріального балансу для субстрату в об'ємі фільтра:

$$n_c \frac{\partial L_e}{\partial t} = -v \frac{\partial L_e}{\partial z} - \frac{F_s}{F} K_L(L_e - L) \Big|_{R+\delta}, \quad (1.3)$$



де  $L, L_e$  – відповідно, концентрації субстрату у біоплівці та очищувальній воді, мгО<sub>2</sub>/дм<sup>3</sup>;  $D_L$  – коефіцієнт молекулярної дифузії субстрату у біоплівці, м<sup>2</sup>/год;  $R_L$  – швидкість окислення органічних речовин, г/(м<sup>3</sup>/год);  $K_L$  – коефіцієнт масоперенесення субстрату в гідравлічній плівці, м/год;  $v$  – швидкість фільтрування, м/год;  $F$  – швидкість фільтрування, м<sup>2</sup>;  $F_s$  – площа поверхні біоплівки на одиницю висоти фільтра, м;  $n_c$  – пористість фільтруючого шару;  $\delta, \delta_n$  – відповідно, товщини активної (аеробної) бо плівки та гідравлічної плівки, м.

Крім того О.Я. Олійник в роботах [57-71] запропонував методику розрахунку кисневого режиму і навіть практичні рекомендації до її використання, які дозволяють обґрунтувати найбільш доцільний режим забезпечення киснем процесів біологічного очищення технологічних вод на аеротенках-змішувачах. А В.Л. Поляков в [85-91] сформулював математичну — задачу плоскорадіального фільтрування суспензії через пористе завантаження з високою адгезійною здатністю та на типових прикладах встановив, що вказаний спосіб фільтрування в порівнянні з вертикальним дозволяє в декілька разів збільшити тривалість фільтроциклу.

Л.А. Саблій присвятила ряд робіт [94-97] дослідженню багатоступеневого анаеробно-аеробного очищення висококонцентрованих технологічних вод, зокрема впливу кисневих умов на ефективність видалення сполук фосфору із технологічних вод, експериментальному дослідженню попереднього фізикохімічного та наступного біологічного очищення технологічних вод виробництва шкір.

В [123] В.М. Сівак розробив алгоритм числової побудови просторового фільтраційного поля у тришарових фільтрах із кусково-однорідними пористими завантаженнями, що мають форму двозв'язних областей, обмежених двома



еквіпотенціальними поверхнями і двома поверхнями течії та розділених деякими заданими двома еквіпотенціальними поверхнями на три підобласті, які характеризуються різними сталими коефіцієнтами фільтрації.

Вагомий внесок в розвиток методів знезалізнення води зробив В.О. Орлов, який в своїх роботах [72-82, 163] наводить основні положення очищення води фільтруванням. Описує основні типи й особливості зернистих фільтрів для очистки води з важкою і плаваючою засипками. Наводить дані для проектування й експлуатації цих фільтрів. Розглянув умови формування підземних вод на території України. Обґрунтовував умови використання спрощеної аерації та фільтрування. Навів конструкції пристроїв для аерації та фільтрів з різними фільтруючими матеріалами

Важливі експериментальні дослідження процесу електрокоагуляції провели Khalid S. Hashim, Andy Shaw, Rafid Al Khaddar<sup>1</sup>, Montserrat Ortoneda Pedrola, David Phipps та інші автори. Вони в [135-139, 145-150, 152-162] провели дослідження з метою вивчення впливу відстані між електродами на ефективність методу електрокоагуляції з точки зору внутрішньотемпературного видалення заліза з питної води. Для досягнення запланованої мети зразки підготовленої води, що містять залізо, протягом 25 хв електролізували, використовуючи реактор електрокоагуляції, на трьох різних відстанях між електродами (5, 10 та 20 мм). Зміну температури води, що підлягає обробці, вимірювали з інтервалом у 5 хвилин протягом 25 хвилин. Також вони дослідили вплив початкового значення Ph розчину, густини струму, температури водного середовища, початкової концентрації заліза в розчині на ефективність вироблення коагулянту.

Автоматизацією процесу біологічного очищення на основі математичного моделювання займалися В.Г. Плехов, В.В. Дяченко, І.Л. Дяченко в роботі [84]. Вони розробили



нейронну мережу для покращеного керування комплексом очисних споруд, де в якості вхідних даних використовують рН, концентрацію нафтопродуктів, концентрацію завислих речовин, концентрацію фенола, концентрацію іонів амонію, хлоридів, сульфатів в очищуваній воді, а вихідною змінною використовують концентрацію завислих речовин. І згідно результатів розрахунку використання нейронної мережі дозволяє зменшити концентрацію завислих речовин в порівнянні з роботою реальної системи. Але оскільки керуючим параметром вони використовують швидкість обертання компресора, доцільно було б враховувати також концентрацію розчиненого кисню у воді, що дало б змогу розробити не просто «систему з випередженням», а «систему з випередженням та зворотнім зв'язком із проміжною точкою». Бо на активність бактерій головним чином впливає вік, концентрація забруднення, кисню та температура водного середовища. Також не вказано жодних вихідних даних для навчання нейронної мережі і проміжних результатів.

Також побудовою системи біологічного очищення технологічної води на основі гібридної нейронної мережі займаються Е.Г. Мурачев, Г.М. Холодов, О.І. Солопова. Так вони в [54] розглядають змінне навантаження на аеротенк, на основі якого розраховують необхідну концентрацію кисню, який потрібно подати на вхід системи при заданій витраті. Отримане рівняння має наступний вигляд:

$$q_{air} = q_0(L_{en} - L_{ex}) / K_1 \cdot K_2 \cdot K_t \cdot K_3 \cdot (C_a - C_T), \quad (1.4)$$

де  $q_0$  – питома витрата кисню, мг на 1 мг знятої БПКповн, що використовується при очистці БПКповн = 15-20 мг/л рівне 1.1, а до БПКповн > 20 мг/л - 0.9;  $L_{en}$  – БПК технологічної води, що надходить в аераційний басейн, мг/л;  $L_{ex}$  – БПК технологічної води, що виходить з аераційного басейну, мг/л;  $K_1$  – коефіцієнт, що враховує тип аератора, тобто розмір



бульбашок повітря, що утворюються при виході з аератора. Для середньобульбашкової і низьконапірної аерації  $K_1 = 0.75$ ;  $K_2$  – коефіцієнт, що залежить від глибини занурення аератора,  $h_a$ : чим глибше занурений аератор, тим довше бульбашка повітря буде знаходитися у воді і тим більша кількість кисню встигне перейти з нього в навколишню рідину за час його підйому до поверхні і виходу із рідини. Значення коефіцієнта  $K_2$  зростає з 0.4 при  $h_a = 0.5$  м до 3.3 при  $h_a = 6$  м, що також являється невизначеністю через різний рівень рідини в різний час доби;  $K_T$  – коефіцієнт, що враховує температуру технологічних вод і приймається рівним 1 при  $t_w = 20$  °C. Для температури води, що відрізняється від 20 °C використовується залежність  $K_T = 1 + 0.02(t_w - 20)$ , де  $t_w$  – середньомісячна температура води за літній період, °C;  $K_3$  – коефіцієнт якості води, що приймається для міських технологічних вод 0.85, для інших видів технологічних вод визначається експериментальним шляхом;  $C_a$  – розчинність кисню у воді, мг/л, що визначається як  $C_a = (1 + h_a / 20.6) \cdot C_T$ , де  $C_T$  – розчинність кисню у воді в залежності від температури і атмосферного тиску;  $C_0$  – середня концентрація розчиненого кисню в муловій суміші в аеротенку, мг/л.

В (1.4) автори враховують багато важливих факторів, проте автори вважають, що даний алгоритм складно реалізувати на базі контролерів і використовують нейронну мережу із складною системою правил і навчання. Проте використання даного рівняння для розрахунку керуючого впливу на зміну швидкості обертання компресора легко можна реалізувати в контролері без розроблення додаткового ряду правил. Враховуючи те, що і в нечіткій мережі і в звичайній реалізації даного алгоритму використовуються ті



самі давачі рівня води, активного мулу і концентрації кисню, то використання нечіткого алгоритму керування є необґрунтовано ускладненим.

Розробкою системи для керування рівнем води в накопичувальній ємності біологічного реактора займаються А.О. Колихматова, В.П. Плаксина та А.Г. Шумихин. В [45] вони отримали диференційне рівняння зміни об'єму накопиченої рідини в очисних спорудах вигляду:

$$\frac{dy_H(t)}{dt} + \beta \cdot y_H(t) - y_H(t - \tau) = x(t) - x_{сбр}(t) - x_{ном}(t) - x_{ав.сбр}(t) \quad (1.5)$$

де  $x(t)$  – об'єм води із водопроводу;  $y_H(t)$  – об'єм води, що накопичився в ємності;  $x_{сбр}(t)$  – об'єм води, що йде на скид в навколишнє середовище;  $x_{ном}(t)$  – витрати води, що виникають через випаровування;  $x_{сбр}(t)$  – об'єм води, що аварійно скидається;  $y_H(t - \tau) \cdot \beta$  – об'єм води, що рециркулює. Дослідивши дану систему на статичність розробили систему автоматичного управління рівнем рідини в очисних спорудах, що представлена на рис 1.4.

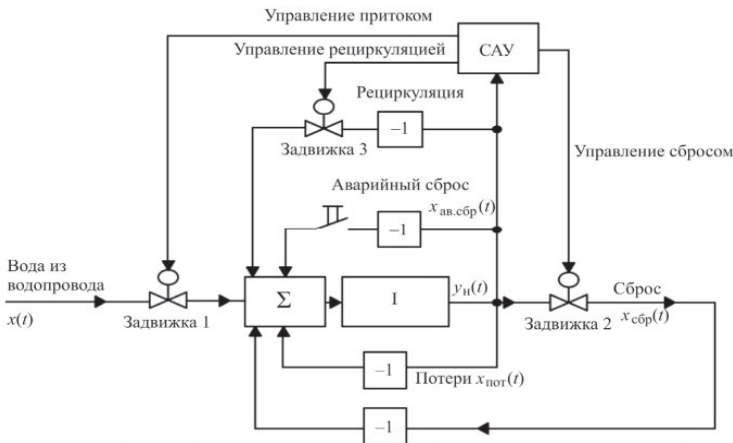


Рис. 1.4. Система автоматичного управління рівнем рідини і потоками в очисних спорудах



До недоліків даної системи можна віднести те, що при дослідженні математичної моделі на статичність використовуються дані за яких приток лише на порядок більший за суттєві втрати і лише в такому випадку необхідно реалізовувати складний регулятор зі змінною структурою. Також як видно з рис 1.1 на вході системи автоматичного управління 4 параметри: об'єм втрат, об'єм аварійного скиду, об'єм рециркульованої води та рівень в накопичувальній ємності при керуванні заслінками рециркуляції, скиду і притоку. При такій реалізації чіткого алгоритму для керування якою заслінкою в основному має триматися рівень незрозуміло, оскільки для рециркуляції доцільно врахувати рівень активного мулу в накопичувальній ємності, для скиду води у навколишнє середовище необхідно міряти концентрацію забруднення, а при керуванні притоком треба врахувати об'єми технологічної води, які повинна очистити установка. Оскільки на всіх напрямках руху рідини через керування заслінками будуть різні швидкості використовувати дорогі витратоміри недоцільно, а краще мати постійну витрату на скид і рециркуляцію і керувати лише притоком.

Розглядом біологічного очищення забруднених вод, як об'єкта автоматизації займаються Б.М. Гончаренко, О.П. Лобок, М.А. Сич. В [32] для опису процесів, що проходять в біологічному реакторі використовується система рівнянь наступного вигляду (1.6):

$$\begin{cases} \frac{dx_a(t)}{dt} = \mu(t) \cdot x_a(t) - D(t) \cdot (1+r) \cdot x_a(t) + r \cdot D(t) \cdot x_r(t), \\ \frac{ds(t)}{dt} = -\frac{\mu(t)}{Y} \cdot x_a(t) - D(t) \cdot (1+r) \cdot s(t) + D(t) \cdot s_{in}(t), \\ \frac{dx_r(t)}{dt} = -D(t) \cdot (\beta+r) \cdot x_r(t) + D(t) \cdot (1+r) \cdot x_a(t). \end{cases} \quad (1.6)$$





де  $x_a(t)$ ,  $s(t)$  – відповідно концентрація біомаси і субстрату в біореакторі;  $x_r(t)$  – концентрація рециркуляційної біомаси;  $D(t)$  – ступінь розведення, який визначається як  $D(t) = F(t)/V$ , де  $F(t)$  – об’ємна швидкість потоку;  $V$  – обсяг біореактора;  $s_{in}(t)$  – концентрація субстрату у вхідному потоці;  $Y$  – фактор виходу (прибутковості) біомаси;  $\mu(t)$  – питома швидкість росту біомаси, яка визначається за формулою Моно [21],

$$\mu(t) = \mu_{\max} \frac{s(t)}{k_s + s(t)}, \quad (1.7)$$

де  $\mu_{\max}$  – максимальна питома швидкість росту біомаси;  $k_s$  – константа насичення, що визначається експериментальним шляхом;  $r, \beta$  – коефіцієнти, що визначають відповідно відношення рециркуляційного потоку і потоку відходів біомаси до вхідного потоку;  $x_{a0}, s_0, x_{r0}$  – відповідно концентрація біомаси, субстрату і рециркуляційної біомаси в початковий момент часу  $t_0$ ;  $t_0 < t \leq T$ ;  $T$  – кінцевий момент часу керування процесом.

Як видно з першого рівняння системи (1.6) автори не врахували, що концентрація біомаси залежить від концентрації субстрату та кисню. Оскільки при відсутності забруднення бактерії почнуть голодувати і гинути. Також на активність життєдіяльності активного мулу впливає концентрація кисню, що подається до системи. Для розрахунку налаштувань ПІД регулятора автори використовують складні чисельні методи, що в даний час не завжди обґрунтовано. Використання стандартних засобів моделювання значно спрощує цей процес, оскільки вже розроблено методи розрахунку оптимальних налаштувань ПІД регулятора в автоматичному режимі.



Р.В. Федюк опублікував ряд робіт [125-127], що присвячені математичному моделюванню, розробці комп'ютерних моделей та автоматизації процесу біологічного очищення технологічних вод. Для опису процесів, що протікають в аеротенку використовується система нелінійних рівнянь (1.8):

$$\begin{cases} V \cdot \frac{dc_x}{dt} = Q_{il} \cdot c_{xr} - (Q + Q_{il}) \cdot c_x + V \cdot (\mu \cdot c_x - b \cdot c_x), \\ V \cdot \frac{ds}{dt} = Q \cdot s_i - Q_{il} \cdot s - (Q + Q_{il}) \cdot s - V \cdot \frac{\mu}{Y}, \\ V \cdot \frac{dc_{kis}}{dt} = \alpha \cdot Q_{kis} \cdot (c_{kis}^S - c_{kis}) - 1.35 + 0.63 \cdot L_S^{vid} - 0.09 \cdot (L_S^{vid})^2, \end{cases} \quad (1.8)$$

де  $Q$  – вхідний потік (витрата) технологічних вод;  $Q_{il}$  – потік (витрата) зворотного мула;  $V$  – об'єм технологічних вод в аераторі;  $s$  – концентрація забруднювачів в аераторі;  $s_i$  – концентрація забруднювачів у вхідному потоці;  $c_x$  – концентрація мікроорганізмів активного мулу в аеротенку;  $c_{xr}$  – концентрація мікроорганізмів у зворотному мулі;  $\alpha$  – коефіцієнт розчинності кисню;  $L_S^{vid}$  – навантаження на мул;  $c_{kis}^S$  – концентрація розчиненого кисню у муловій суміші;  $c_{kis}$  – рівноважна концентрація кисню у муловій суміші;  $b$  – питома значення показника загибелі мікроорганізмів;  $\mu$  – питома значення показника зростання мікроорганізмів.

До недоліків запропонованої моделі можна віднести те, що вона не враховує нерівномірність розподілу концентрації активного мулу, забруднення і кисню по довжині аеротенка, тобто не враховується дифузійний масоперенос. При моделюванні також автори не вказують в якій точці (на вході,



виході) фільтра показано перехідні процеси біохімічного очищення.

В.І. Локустов, Д.В. Залевський в [50] для опису математичної моделі очистки технологічних вод гальванічного виробництва реагентним методом використовують модель ідеального змішування:

$$\begin{cases} \frac{dM(\tau)}{dt} = m_{in}(\tau) - m_{out}(\tau), \\ \frac{d(M(\tau) \cdot C_{out}(\tau))}{dt} = m_{in}(\tau) \cdot C_{in}(\tau) - m_{out}(\tau) \cdot C_{out}(\tau), \end{cases} \quad (1.9)$$

де  $M$  – маса середовища в апараті;  $m_{in}$ ,  $m_{out}$  – масова витрата, відповідно, на вході і виході апарата;  $C_{in}$ ,  $C_{out}$  – концентрація, відповідно, на вході і виході апарата;  $\tau$  – час. Врахувавши ряд корегувальних коефіцієнтів отримали наступну систему рівнянь (1.10), що описує процес відновлення  $Cr^{6+}$  до  $Cr^{3+}$ :

$$\begin{cases} \frac{dC_1}{dt} = -2 \cdot l_1 \cdot k_1 \cdot C_1 \cdot C_2, \\ \frac{dC_2}{dt} = -k_1 \cdot l_2 \cdot C_1 \cdot C_2, \\ \frac{dC_3}{dt} = 4 \cdot k_1 \cdot l_3 \cdot C_1 \cdot C_2 - k_1 \cdot l_4 \cdot (C_{03} - C_3)^2, \\ \frac{dC_4}{dt} = 6 \cdot k_1 \cdot l_5 \cdot C_1 \cdot C_2 - k_1 \cdot l_6 \cdot (C_{04} - C_4)^2, \\ \frac{dC_5}{dt} = k_1 \cdot l_7 \cdot C_1 \cdot C_2 - k_1 \cdot l_8 \cdot C_4 \cdot C_5 \cdot C_6, \\ \frac{dC_6}{dt} = -10 \cdot k_1 \cdot l_9 \cdot C_1 \cdot C_2, \end{cases} \quad (1.10)$$

де  $C_1$  – концентрація  $Cr_2O_7$ ;  $C_2$  – концентрація  $S_2O_5$ ;  $C_3$  – концентрація  $Cr^{3+}$ ;  $C_4$  – концентрація  $SO_4$ ;  $C_5$  –



концентрація  $H_2O$ ;  $C_0$  – концентрація  $H^+$ ;  $k_1$  – швидкість протікання хімічної реакції (константа швидкості реакції);  $l_1 \dots l_9$  – поправочні коефіцієнти, що дозволяють вирішити дану систему більше точно. Згідно з розрахунками похибка розрахунку не перевищує 20%, але для розрахунку автори використовували аналітичний метод Рунге-Кутта, що займає значний час для розрахунку системи з іншими параметрами.

Для моделювання процесу конвективного масопереносу в коаксіальному електролізері Дресвянников Ф.Н., Ситников С.Ю., Дресвянников А.Ф. [36] використали рівняння наступного вигляду:

$$\frac{\partial}{\partial t} C(z, t) = D_p \frac{\partial^2}{\partial z^2} C(z, t) + V_k \frac{\partial}{\partial z} C(z, t), \quad (1.11)$$

де  $C(z, t)$  – концентрація продуктів реакції;  $D_p$  – коефіцієнт поздовжнього перемішування;  $V_k$  – швидкість конвективного потоку. Проте автори розглядають очищення технологічних вод методом електрокоагуляції в першу чергу завдяки вдалому розміщенню геометричної конфігурації електродів, а впливу величини струму між електродами та інших важливих параметрів.

### 1.3. Питання визначення домінуючих складових у механізмах масоперенесення

На сьогодні вже відомі математичні моделі дифузійно-адсорбційного масоперенесення [42-44]. Проте актуальним залишається дослідження такого роду процесів у випадку наявності домінуючих складових механізму перенесення, що приводить до появи малих параметрів у відповідних математичних моделях. Зокрема, при дослідженні багатокомпонентного тепломасоперенесення в мікропористих середовищах, необхідно враховувати низку факторів, таких як



співвідношення між величинами параметрів, що характеризують ті чи інші складові процесу, залежність фільтрувальних властивостей таких матеріалів від температури. Їх урахування призводить до ускладнення математичних моделей процесів сингулярностями, породженими малими параметрами. Тому постає актуальна задача розробки нових або удосконалення існуючих методів розв'язання відповідних крайових задач. Принцип локалізації, що використовується у методах теорії збурень, дозволяє одночасно отримати і достатню точність, і значне спрощення процесу розв'язування. Асимптотичний метод розв'язування типових модельних крайових задач для сингулярно збурених параболічних та еліптичних рівнянь на теперішній час ефективно використовується для дослідження процесів конвективної дифузії при фільтрації в одно- та багатозв'язних, плоских і просторових криволінійних областях, за умови превалювання певних складових процесу над іншими.

Такі питання піднімалися стосовно можливості розвитку для розв'язання нелінійних систем сингулярно збурених рівнянь з локально іншорідними особливостями, що забезпечило можливість прогнозування аналогічних процесів багатокомпонентного масоперенесення у мікропористих середовищах зокрема у роботах [2, 3, 13-17, 19, 141].

Також у роботі [9] було показано як у модельній задачі процесу очищення рідин від забруднення одні складові процесу переважають над іншими.

Згідно першого закону Фіка маємо:

$$q = -D \frac{\partial C}{\partial x} + vC,$$

де  $q$  – потік (масова швидкість перенесення речовини через елементарний шар),  $D$  – коефіцієнт дифузії,  $C$  – концентрація (концентрація забруднення),  $v$  – швидкість.

Для просторового випадку:



$$q_x = -D \frac{\partial C}{\partial x} + v_x C, \quad q_y = -D \frac{\partial C}{\partial y} + v_y C, \quad q_z = -D \frac{\partial C}{\partial z} + v_z C,$$

$$\frac{\partial q_x}{\partial x} = -D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial v_x C}{\partial x},$$

$$\frac{\partial q_y}{\partial y} = -D \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial v_y C}{\partial y},$$

$$\frac{\partial q_z}{\partial z} = -D \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} + \frac{\partial v_z C}{\partial z},$$

$$\frac{\partial q_x}{\partial x} + \frac{\partial q_y}{\partial y} + \frac{\partial q_z}{\partial z} = -D \left( \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right) + C \frac{\partial v_x}{\partial x} + C \frac{\partial v_y}{\partial y} +$$

$$+ C \frac{\partial v_z}{\partial z} + v_x \frac{\partial C}{\partial x} + v_y \frac{\partial C}{\partial y} + v_z \frac{\partial C}{\partial z} \pm f(x, y, z, t),$$

де  $D = const$ .

Враховуючи, що  $\text{div } \vec{v} = 0$ , отримаємо:

$$\frac{\partial q_x}{\partial x} + \frac{\partial q_y}{\partial y} + \frac{\partial q_z}{\partial z} = -D \left( \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right) + v_x \frac{\partial C}{\partial x} + v_y \frac{\partial C}{\partial y} +$$

$$+ v_z \frac{\partial C}{\partial z} \pm f(x, y, z, t).$$

Згідно рівняння стану  $\frac{\partial C}{\partial \tau} + \text{div } \vec{q} = 0$  маємо:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D \left( \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right) - \frac{\partial v_x C}{\partial x} - \frac{\partial v_y C}{\partial y} - \frac{\partial v_z C}{\partial z} \pm f(x, y, z, t).$$

Для процесу очищення рідини функція джерел (стоків-витоків)  $f(x, y, z, t)$  має такий зміст: вона характеризує швидкість накопичення осаду в фільтрі, з іншої сторони кількість осаду, захопленого фільтром дорівнює

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = f(x, y, z, t) \quad (\rho - \text{концентрація осаду}). \text{ Враховуючи}$$



пористість середовища  $\sigma$ , для одновимірного випадку можна записати:

$$D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - \sigma \frac{\partial C}{\partial t} - v \frac{\partial C}{\partial x} = \frac{\partial \rho}{\partial t}.$$

Це диференціальне рівняння є рівнянням балансу. Воно показує, що кількість речовини, захопленої з рідини через елементарний шар за одиницю часу, дорівнює кількості накопиченої речовини в цьому шарі за ту ж одиницю часу.

Розглядаючи ефект освітлення як сумарний результат двох протилежних процесів: захоплення частинок з рідини і прилипання їх до засипки, а також відрив раніше прилиплих частинок під дією гідродинамічного впливу потоку, зменшення концентрації в елементарному шарі запишемо наступною рівністю:

$$\Delta C = \Delta C_1 - \Delta C_2,$$

де  $\Delta C_1$  – зменшення концентрації за рахунок прилипання;  $\Delta C_2$  – збільшення концентрації за рахунок відриву.

Зменшення концентрації частинок за рахунок прилипання прийемо пропорційно середній концентрації в об'ємі елементарного шару:

$$\Delta C_1 = \beta C.$$

Збільшення концентрації за рахунок відриву раніше прилиплих частинок прийемо пропорційно кількості накопиченого осаду в елементарному об'ємі за одиницю часу:

$$\Delta C_2 = \alpha \rho.$$

Тут  $\beta, \alpha$  – параметри фільтрування, масообмінні коефіцієнти, які характеризують захоплення частинок з рідини, що очищається та відриву з осаду відповідно.

Отже, швидкість накопичення осаду в фільтрі виразимо як:



$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = \beta C - \alpha \rho.$$

Враховуючі  $D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - \sigma \frac{\partial C}{\partial t} - v \frac{\partial C}{\partial x} = \frac{\partial \rho}{\partial t}$  та  $\frac{\partial \rho}{\partial t} = \beta C - \alpha \rho$

отримаємо вихідну систему рівнянь, яка описує процес очищення рідини від домішок:

$$\begin{cases} D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - \sigma \frac{\partial C}{\partial t} - v \frac{\partial C}{\partial x} = \frac{\partial \rho}{\partial t}, \\ \frac{\partial \rho}{\partial t} = \beta C - \alpha \rho. \end{cases}$$

Проведено обезрозмірення величин моделі, для цього помножено перше і друге рівняння на  $\frac{l}{\beta v}$  і проведено деякі перетворення:

$$\begin{cases} \sigma \frac{l}{\beta v} \frac{\partial C}{\partial t} + v \frac{l}{\beta v} \frac{\partial C}{\partial x} + kc - D \frac{l}{\beta v} \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} = - \frac{l}{\beta v} \frac{\partial \rho}{\partial t}, \\ \frac{l}{\beta v} \frac{\partial \rho}{\partial t} = \beta \frac{l}{\beta v} C - \alpha \frac{l}{\beta v} \rho, \end{cases}$$

$$\begin{cases} \sigma \frac{l}{\beta v} \frac{\partial C}{\partial t} + v \frac{l}{v \beta v} \frac{\partial C}{\partial x} + k \frac{l}{\beta v} C - D \frac{l}{\beta v} \frac{l^2}{l^2} \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} = - \frac{l}{\beta v} \frac{\partial \rho}{\partial t}, \\ \frac{l}{\beta v} \frac{\partial \rho}{\partial t} = \beta \frac{l}{\beta v} C - \alpha \frac{l}{\beta v} \rho, \end{cases}$$

$$\begin{cases} \frac{\sigma}{\beta} \frac{\partial C}{\partial \frac{v}{l} t} + \frac{1}{\beta} \frac{\partial C}{\partial \frac{x}{l}} + k \frac{l}{\beta v} C - \frac{D}{\beta v l} \frac{\partial^2 C}{\partial \frac{x^2}{l^2}} = - \frac{1}{\beta} \frac{\partial \rho}{\partial \frac{v}{l} t}, \\ \frac{1}{\beta} \frac{\partial \rho}{\partial \frac{v}{l} t} = \frac{l}{v} C - \frac{\alpha l}{\beta v} \rho, \end{cases}$$





Введемо заміну  $\tilde{t} = \frac{v}{l}t$ ,  $\tilde{x} = \frac{x}{l}$ , тоді:

$$\begin{cases} \frac{\sigma}{\beta} \frac{\partial C}{\partial \tilde{t}} + \frac{1}{\beta} \frac{\partial C}{\partial \tilde{x}} + k \frac{l}{\beta v} C - \frac{D}{\beta v l} \frac{\partial^2 C}{\partial \tilde{x}^2} = -\frac{1}{\beta} \frac{\partial \rho}{\partial \tilde{t}}, \\ \frac{1}{\beta} \frac{\partial \rho}{\partial \tilde{t}} = \frac{l}{v} C - \frac{\alpha l}{\beta v} \rho, \end{cases}$$

$$\begin{cases} \frac{1}{c^{-1}} \frac{\partial C}{\partial \tilde{t}} + \frac{1}{c^{-1}} \frac{\partial C}{\partial \tilde{x}} + c^{-1} \frac{m}{c} C - \frac{\frac{m^2}{c}}{c^{-1} \frac{m}{c} m} \frac{\partial^2 C}{\partial \tilde{x}^2} = -\frac{1}{c^{-1}} \frac{\partial \rho}{\partial \tilde{t}}, \\ \frac{1}{c^{-1}} \frac{\partial \rho}{\partial \tilde{t}} = \frac{m}{c} C - \frac{c^{-1} m}{c} \rho, \end{cases}$$

$$\begin{cases} \frac{\partial C}{\partial \tilde{t}} + \frac{\partial C}{\partial \tilde{x}} + C - \frac{\partial^2 C}{\partial \tilde{x}^2} = -\frac{\partial \rho}{\partial \tilde{t}}, \\ \frac{\partial \rho}{\partial \tilde{t}} = C - \rho. \end{cases}$$

Прийшли до безрозмірених величин, причому можна оцінити співвідношення між конвективною, дифузійною та масообмінною складовими:  $\frac{D}{\beta v l}$ , що дорівнює  $\frac{1}{\beta Pe}$ , де  $Pe$  –

число або критерій Пекле, критерій співвідношення між конвективною і дифузійною складовою. Враховуючі значення відповідних коефіцієнтів не важко показати, що коефіцієнт дифузії можна представити у вигляді  $D = b\varepsilon$ , а масообмінний



коефіцієнт  $\alpha = a\mu$ , причому  $\frac{\varepsilon}{\mu} = \frac{D/\beta vl}{l\alpha/v\beta} = \frac{D}{l^2\alpha}$ , а отже можемо

записати, що  $\mu = \varepsilon_* \varepsilon$ ,  $\varepsilon = \frac{D}{\beta vl}$ .

Аналогічна методика визначення домінуючих складових у механізмах тепло-масоперенесення застосована і в даній монографії.





## РОЗДІЛ 2. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ МАГНІТНОГО ОЧИЩЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ВОД

Даний розділ присвячено розробці математичної моделі процесу магнітного очищення технологічних вод, яка дозволяє дослідити критичний час роботи фільтра при змінній концентрації феромагнітних домішок, що надходять у фільтр. Проведенню дослідження роботи системи і на основі отриманих результатів розробці системи автоматизації, яка забезпечує задану концентрацію залізовмісних домішок на виході фільтра здійснюючи керування системою по визначеному при моделюванні перепаду тиску.

### 2.1. Узагальнення математичної моделі процесу феромагнітного очищення технологічних вод

Розглянемо просторово одновимірний процес очищення рідини шляхом фільтрування у шарі зернистого фільтруючого матеріалу товщиною  $l$  (що ототожнюється з відрізком  $[0, l]$  осі  $Ox$ ). Припускаємо, що частинки забруднення (домішки) можуть переходити з одного стану в інший (процеси захоплення-відриву) і, при цьому, має місце зворотній вплив відповідних концентрацій на характеристики розглянутого шару. Відповідний процес фільтрування з урахуванням зворотного впливу характеристик процесу (концентрації забруднення рідини й захоплених частинок) на характеристики середовища (коефіцієнти пористості, фільтрації, масообміну, напруженості магнітного поля) опишемо наступною модельною задачею [10, 106, 107]:



$$\begin{cases} \frac{\partial(\sigma(\rho)C(x,t))}{\partial t} + \frac{\partial\rho(x,t)}{\partial t} + \frac{\partial vC(x,t)}{\partial x} = 0, \\ \frac{\partial\rho(x,t)}{\partial t} = \beta(H, v, d)C(x,t) - \varepsilon\alpha(\rho)\rho(x,t), \end{cases} \quad (2.1)$$

$$C|_{x=0} = C_*(t), C|_{t=0} = 0, \rho|_{x=0} = 0, \rho|_{t=0} = 0, \quad (2.2)$$

$$v = k(\rho) \cdot \text{grad } P, \quad (2.3)$$

де  $\beta$  – коефіцієнт, що характеризує масові обсяги осадження домішкових частинок за одиницю часу ( $\beta(H, v, d) = \frac{\beta_0 H^{0.75}}{vd^2}$

[11, 20], де  $\beta_0$  – вільний параметр,  $\alpha(\rho, H)$  – коефіцієнт, що характеризує масові обсяги відірваних за той же час від гранул фільтруючого матеріалу домішкових частинок;

$$\alpha(\rho) = \alpha_0 + \varepsilon\alpha_*\rho(x,t), \quad (2.4)$$

$C_*(t)$  – концентрація домішкових частинок на вході фільтра,  $\sigma(\rho)$  – пористість фільтруючого матеріалу ( $\sigma_0$  – вихідна пористість фільтруючого матеріалу),

$$\sigma(\rho) = \sigma_0 - \varepsilon\sigma_*\rho(x,t), \quad (2.5)$$

$k(\rho)$  – коефіцієнт фільтрування,

$$k(\rho) = \begin{cases} k_0 - \varepsilon\gamma\rho(x,t), & \rho < \rho_0, \\ k_0 - \varepsilon\gamma\rho(x, \tau_s), & \rho \geq \rho_0, \end{cases} \quad (2.6)$$

$\alpha_0, \alpha_*, \sigma_*, k_0, \gamma$  – жорсткі параметри (вони характеризують відповідні коефіцієнти)  $\alpha(\rho), \sigma(\rho), k(\rho)$  – змінні параметри (знаходяться дослідним способом). При цьому зазначимо, що в більш загальному випадку тиск  $P = P(x,t)$  раціонально було б визначати в результаті розв'язання рівняння

$$\frac{\partial}{\partial x} \left( k(\rho) \frac{\partial P}{\partial x} \right) = \frac{\partial \sigma(\rho) P}{\partial t}, \text{ яке отримане на підставі записаного}$$



вище рівняння руху і рівняння стану:  $\operatorname{div} v = \frac{\partial \sigma(\rho) P}{\partial t}$  при крайових  $P(0, t) = P_*(t)$ ,  $P(L, t) = P^*(t)$ ,  $(0 < t < \infty)$  і початкових  $P(x, 0) = P_*(x)$   $(0 < x < l)$  умовах  $(P_*(t), P^*(t), P_*(x))$  – задані досить гладкі й погоджені в кутових точках області  $G = \{(x, t) : 0 < x < l, 0 < t < \infty\}$  функції. При цьому, у процесі розв’язання задачі, можемо визначати відповідні значення  $\operatorname{grad} P$ , зокрема – різницю тисків  $\Delta P = P^*(t) - P_*(t)$  на вході й виході з фільтра.

Розв’язки системи (2.1) за умов (2.2) шукаємо у вигляді асимптотичних рядів [11, 12]:

$$\begin{aligned} C(x, t) &= C_0(x, t) + \sum_{i=1}^n \varepsilon^i C_i(x, t) + R_C(x, t, \varepsilon), \\ \rho(x, t) &= \rho_0(x, t) + \sum_{i=1}^n \varepsilon^i \rho_i(x, t) + R_\rho(x, t, \varepsilon), \end{aligned} \quad (2.7)$$

де  $R_C, R_\rho$  – залишкові члени,  $C_i(x, t), \rho_i(x, t)$   $(i = \overline{0, n})$  – члени регулярних частин асимптоти.

Аналогічно до [99, 168], після підстановки (2.7) в (2.1) та застосування стандартної «процедури прирівнювання», для знаходження функцій  $C_i$  і  $\rho_i$   $(i = \overline{0, n})$  приходимо до таких задач:

$$\begin{cases} \sigma_0 \frac{\partial C_0}{\partial t} + v \frac{\partial C_0}{\partial x} + \frac{\partial \rho_0}{\partial t} = 0, & \frac{\partial \rho_0}{\partial t} = \frac{\beta_0 H^{0.75}}{v d^2} C_0, \\ C_0|_{x=0} = C_*^*(t), C_0|_{t=0} = 0, \rho_0|_{x=0} = 0, \rho_0|_{t=0} = 0, \end{cases}$$



$$\begin{cases} \sigma_* \rho_{i-1} \frac{\partial C_i}{\partial t} + v \frac{\partial C_i}{\partial x} + \sigma_* \frac{\partial \rho_{i-1}}{\partial t} C_i + \frac{\partial \rho_i}{\partial t} = 0, \quad \frac{\partial \rho_i}{\partial t} = \frac{\beta_0 H^{0.75}}{v d^2} C_i - g_i, \\ C_i|_{x=0} = 0, C_i|_{t=0} = 0, \rho_i|_{x=0} = 0, \rho_i|_{t=0} = 0, i = \overline{1, n}, \end{cases}$$

В результаті їх розв'язання маємо:

$$C_0(x, t) = \begin{cases} C_*^* \left( t - \frac{\sigma_0 x}{v} \right) \cdot e^{-\frac{\beta_0 H^{0.75}}{v^2 d^2} x}, & t \geq \frac{\sigma_0 x}{v}, \\ 0, & t < \frac{\sigma_0 x}{v}, \end{cases}$$

$$\rho_0(x, t) = \frac{\beta_0 H^{0.75}}{v^2 d^2} \int_0^t C_0(x, \tilde{t}) d\tilde{t},$$

$$C_i(x, t) = \begin{cases} \frac{e^{-\lambda_i(x, t)}}{v} \cdot \int_0^x g_i(\tilde{x}, f_i(\tilde{x}) + x - f_i(x)) \cdot e^{\lambda_i(\tilde{x}, t)} d\tilde{x}, & t \geq f_i(x), \\ 0, & t < f_i(x), \end{cases}$$

$$\rho_i(x, t) = \int_0^x \left( \frac{\beta_0 H^{0.75}}{v^2 d^2} C_i(x, \tilde{t}) - g_i(x, \tilde{t}) \right) d\tilde{t},$$

де 
$$g_i(x, t) = \sum_{j=1}^i \rho_{j-1} \left( \alpha_0 + I(i, j) \sum_{j=2}^i (\alpha_* \rho_{j-2}) \right),$$

$$\lambda_i(x, t) = \frac{1}{v} \int_0^x \omega_i(\tilde{x}, f_i(\tilde{x}) + x - f_i(x)) d\tilde{x},$$

$$\omega_i(x, t) = \sigma_* \frac{\partial \rho_{i-1}(x, t)}{\partial t} + \frac{\beta_0 H^{0.75}}{v d^2}, \quad I(a, b) = \begin{cases} 1, & \text{якщо } a \geq b, \\ 0, & \text{якщо } a < b. \end{cases}$$

Наближені значення функцій  $f_i(x)$  знаходяться шляхом



інтерполювання масиву  $(x_j, t_j)$ ,  $j = \overline{1, n}$ , де

$$x_j = \Delta x \cdot j, t_{j+1} = t_j + \frac{\Delta x}{v} \sigma_* \rho_{i-1}(x_j, t_j).$$

Оцінка залишкових членів  $R_C$  і  $R_\rho$  проводиться аналогічно [4].

Для визначення параметрів  $\alpha_0$  та  $\alpha_*$  задамо додаткові умови  $C(x_*, t_*) = C_*$ ,  $\rho(x_*, t_*) = \rho_*$ ,  $\rho(x_*, t^*) = \rho^*$ ,  $\rho(x^*, t_*) = \bar{\rho}_*$ ,  $\rho(x^*, t^*) = \bar{\rho}^*$ ,  $C(x^*, t_*) = \bar{C}_*$ , де значення функцій  $C_*$ ,  $\rho_*$ ,  $\rho^*$ ,  $\bar{C}_*$ ,  $\bar{\rho}_*$ ,  $\bar{\rho}^*$  це є відповідні концентрації забруднення та осаду в конкретні (експериментальні заміри) моменту часу  $t_*$ ,  $t^*$  (причому  $t^* = t_* + \Delta t$ ) та у деяких перерізах (замірних, контролюючих ділянках) фільтра  $x_*$ ,  $x^*$  (знайдені експериментальним шляхом). Тоді, виходячи з другого рівняння системи (2.1) отримаємо систему двох рівнянь з двома невідомими  $\alpha_0$  та  $\alpha_*$ :

$$\begin{cases} \alpha_0 + \varepsilon \alpha_* \rho_* = P_*, \\ \alpha_0 + \varepsilon \alpha_* \bar{\rho}_* = P^*, \end{cases} \quad (2.8)$$

$$\text{де } P_* = \frac{\rho_* - \rho^* + \Delta t \frac{\beta_0 H^{0.75}}{v d^2} C_*}{\varepsilon \Delta t \rho_*}, \quad P^* = \frac{\bar{\rho}_* - \bar{\rho}^* + \Delta t \frac{\beta_0 H^{0.75}}{v d^2} \bar{C}_*}{\varepsilon \Delta t \bar{\rho}_*}.$$

## 2.2. Комп'ютерне моделювання процесу магнітного очищення технологічних вод

На рис. 2.1 приведено комп'ютерну модель магнітного фільтра розроблену в середовищі Simulink з врахуванням (2.1), яка показує динаміку зміни концентрації феромагнітних частинок у рідині в певній точці фільтра з часом.

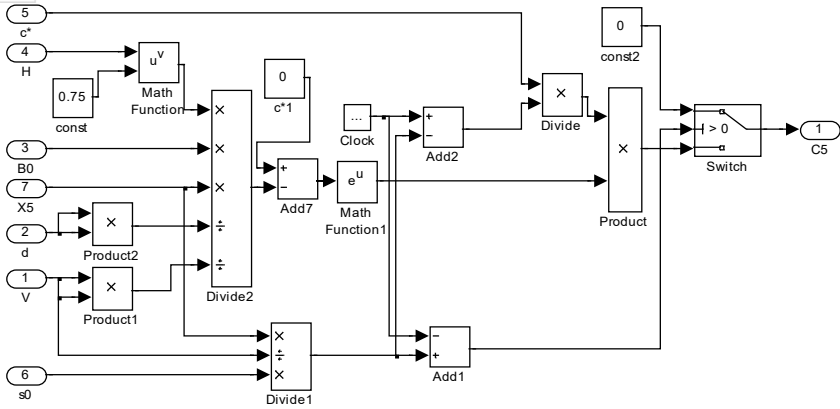


Рис. 2.1. комп'ютерна модель відображення зміни концентрації забруднення у середовищі, що фільтрується

На рис. 2.2 представлено модель розрахунку концентрації осаду, захопленого магнітним фільтром для певної координати, при цьому модель для розрахунку критичного часу роботи фільтра, а також перепаду тиску, що створюється при цьому наведено на рис. 2.4.

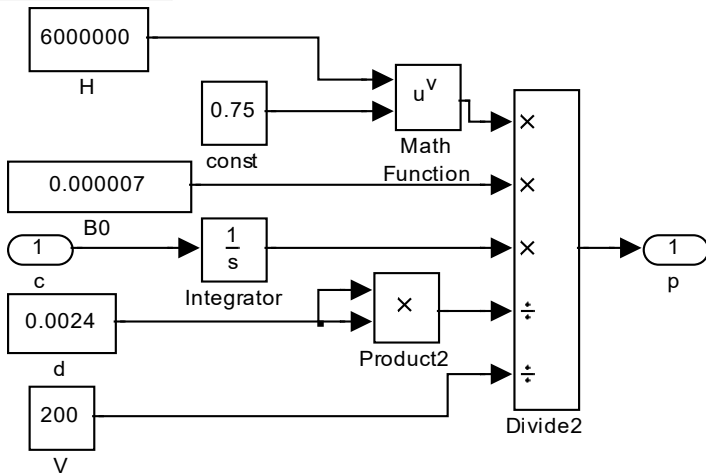


Рис. 2.2. Комп'ютерна модель для розрахунку осаду, який затримався у певній точці фільтра





На рис. 2.3 приведено модель розрахунку концентрації залізовмісних домішок у рідині вздовж магнітного фільтра для точок  $x_1=0$  м,  $x_2=0.25$  м,  $x_3=0.5$  м,  $x_4=0.75$  м,  $x_5=1$  м.

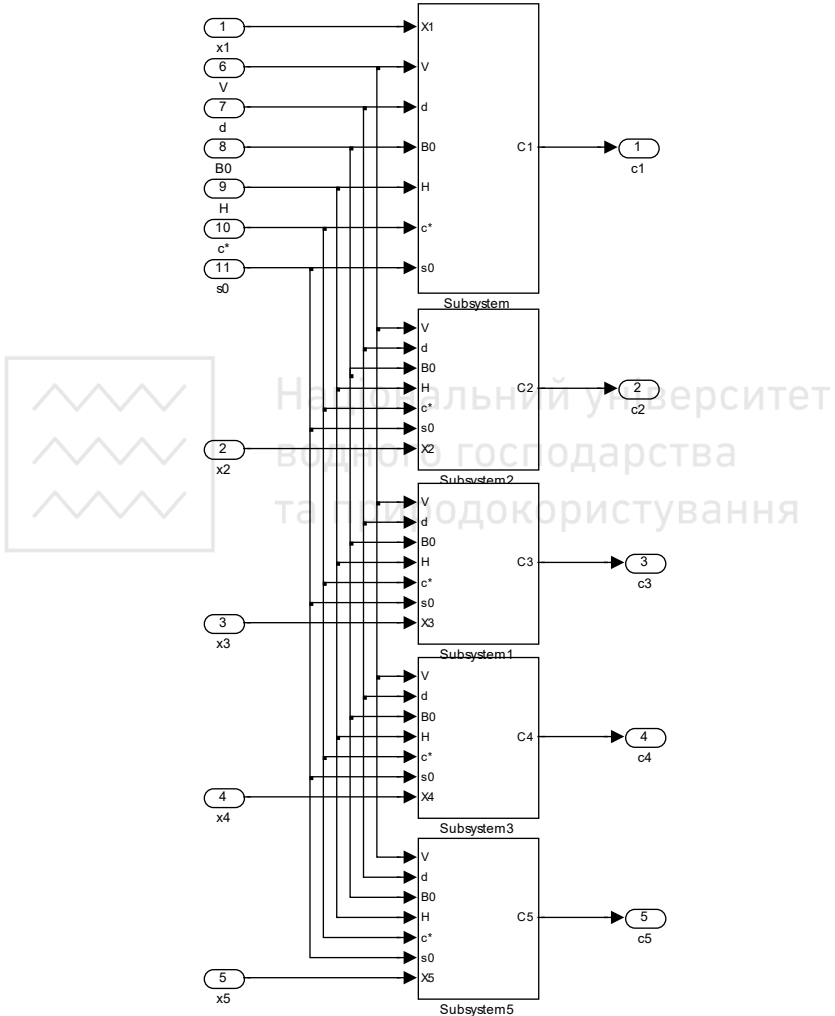


Рис. 2.3. Комп'ютерна модель для розрахунку зміни концентрації ферромагнітних домішок у воді по довжині фільтра

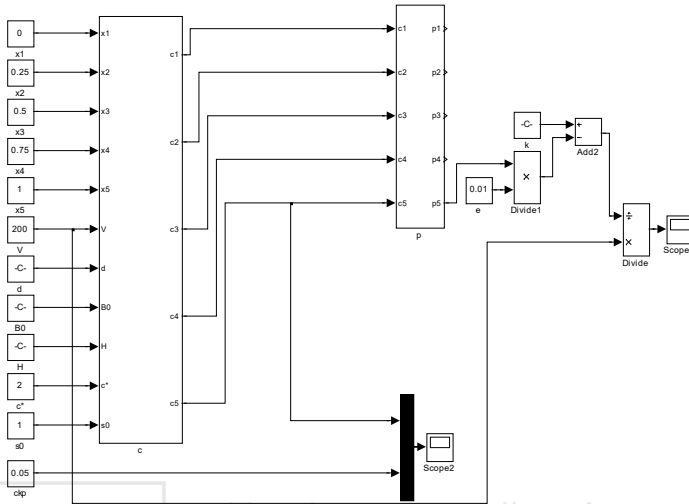


Рис. 2.4. Комп'ютерна модель для розрахунку періоду фільтроциклу, а також перепаду тиску, що створюється фільтром відповідно до (2.1)

Результати моделювання при наступних вихідних даних  $C_*^*(t) = 2 \text{ мг} / \text{дм}^3$ ,  $l = 1 \text{ м}$ ,  $v = 200 \text{ м} / \text{год}$ ,  $\beta_0 = 0.7 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2 / \text{с}$ ,  $H = 6 \text{ МА} / \text{м}$ ,  $d = 24 \text{ мм}$  наведено на рис. 2.5-2.6.

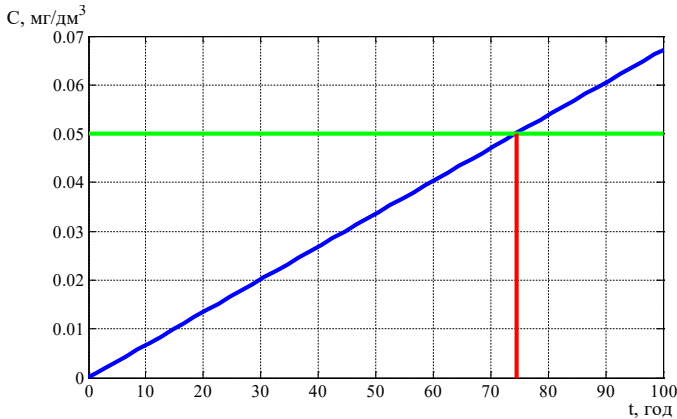


Рис. 2.5. Динаміка зміни концентрації домішок у рідині на виході з фільтра

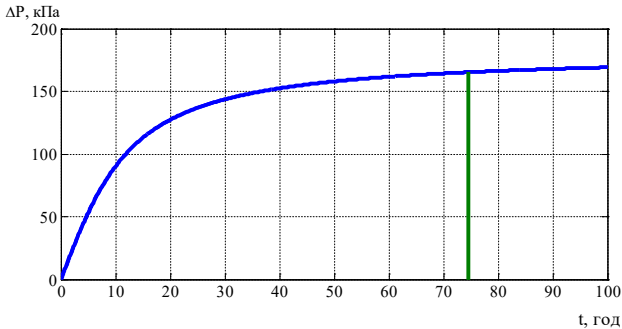


Рис. 2.6. Динаміка зміни втрати напору в магнітному фільтрі

Як слідує з рис. 2.5 та 2.6 магнітний фільтр протягом 75 год захоплюватиме феромагнітні домішки з рідини, та накопичуватиме їх, при цьому утвориться перепад тиску 163 кПа.

### 2.3. Дослідження процесу магнітного очищення технологічних вод

Для роботи з М-функцією рдере програмного середовища Matlab перетворимо системи (2.1)-(2.3) у машинний код:

$$\begin{cases} \sigma_0 \frac{\partial C_0}{\partial t} + v \frac{\partial C_0}{\partial x} + \frac{\partial \rho_0}{\partial t} = 0, \\ \frac{\partial \rho_0}{\partial t} = \beta C_0, \end{cases}$$

⇕

$$c(x, t, u) \frac{\partial u}{\partial x} \cdot \frac{\partial u}{\partial t} = x^{-m} \frac{\partial}{\partial x} (x^m f(x, t, u) \frac{\partial u}{\partial x}) + s(x, t, u) \frac{\partial u}{\partial x}$$

Команди в Matlab:

```
function [c,f,s] = pdex2pde(x,t,u,DuDx)
S=200;
V=200;
```

```

B=6.1;
e=0.01;
c1=S;
c2=1;
c3=t+0.00001;
f1=D.*DuDx;
f2=0;
f3=0;
s1=-V*DuDx(1)-B*u(1);
s2=B*u(1);
s3=V/(k0-e*u(2));
c = [c1; c2; c3];
f = [f1; f2; f3];
s = [s1; s2; s3];
Початкові умови:

```

$$\begin{cases} C_0(x, t_0) = 2, \\ \rho_0(x, t_0) = 0, \end{cases} \Leftrightarrow u(x, t_0) = u_0(x).$$

Команди в Matlab:

```

function u0 = pdex2ic(x)
u0 = [2;0;0];

```

Граничні умови:

$$\begin{cases} C_0(x_L, t) = 2, & \frac{\partial C_0(x_R, t)}{\partial x} = 0, \\ \frac{\partial \rho_0(x_L, t)}{\partial x} = 0, & \rho_0(x_R, t) = 0, \end{cases}$$

⇕

$$p(x, t, u) + q(x, t) \cdot f(x, t, u, \frac{\partial u}{\partial x}) = 0.$$

Команди в Matlab:

```

function [pl,ql,pr,qr] = pdex2bc(xl,ul,xr,ur,t)
pl = [0; 0; 0];
ql = [1; 1; 1];

```



```
pr = [0; 0; 0];
```

```
qr = [1; 1; 1];
```

Для виклику функції `pdepe` маємо наступний код:

```
m = 0;
```

```
sol = pdepe(m,@pdex2pde,@pdex2ic,@pdex2bc,x,t);
```

```
u1 = sol(:,:,1);
```

```
u2 = sol(:,:,2);
```

```
u3 = sol(:,:,3);
```

```
figure
```

```
surf(x,t,u1)
```

```
title('c(x,t)')
```

```
xlabel('Distance x')
```

```
ylabel('Time t')
```

```
shading flat
```

```
figure
```

```
surf(x,t,u2)
```

```
title('p(x,t)')
```

```
xlabel('Distance x')
```

```
ylabel('Time t')
```

```
shading flat
```

```
figure
```

```
surf(x,t,u3)
```

```
title('P(x,t)')
```

```
xlabel('Distance x')
```

```
ylabel('Time t')
```

```
shading flat
```

В результаті комп'ютерного моделювання (при наступних вхідних даних:  $C^*(t) = 2 \text{ мг} / \text{дм}^3$ ,  $l = 1 \text{ м}$ ,  $v = 200 \text{ м} / \text{год}$ ,  $\beta_0 = 0.9 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2 / \text{с}$ ,  $H = 80 \text{ кА} / \text{м}$ ,  $d = 5 \text{ мм}$ , коефіцієнти  $\alpha_0 = 0.28 \cdot 10^{-13} \text{ м}^2 / \text{с}$ ,  $\alpha_* = 0.65$ ,  $\varepsilon = 0.01$ ,  $\sigma_0 = 0.5$ ,  $k_0 = 1$  отримали наступні результати (див. рис. 2.7-2.10) :

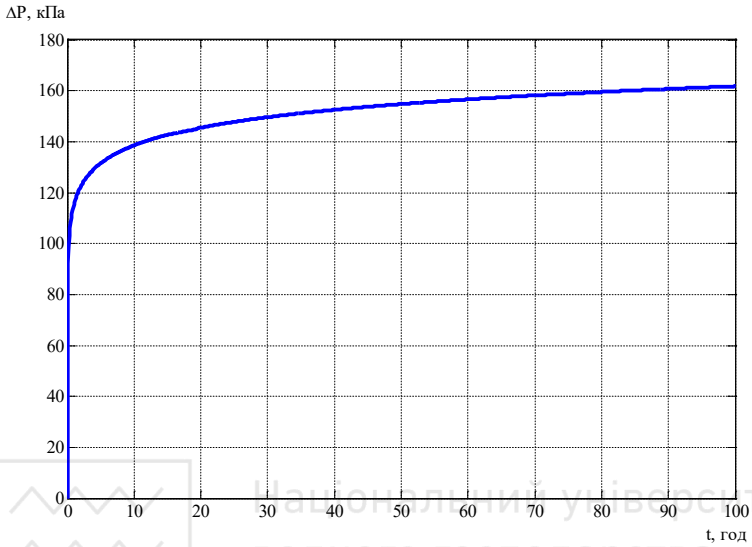


Рис. 2.7. Зміна різниці тисків

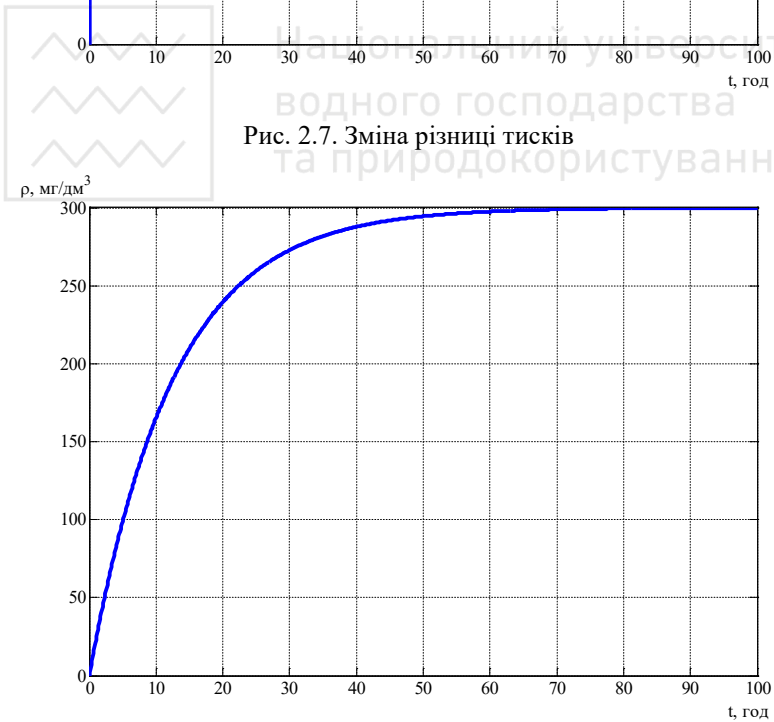


Рис. 2.8. Зміна концентрації частинок, що захопилися в фільтрі

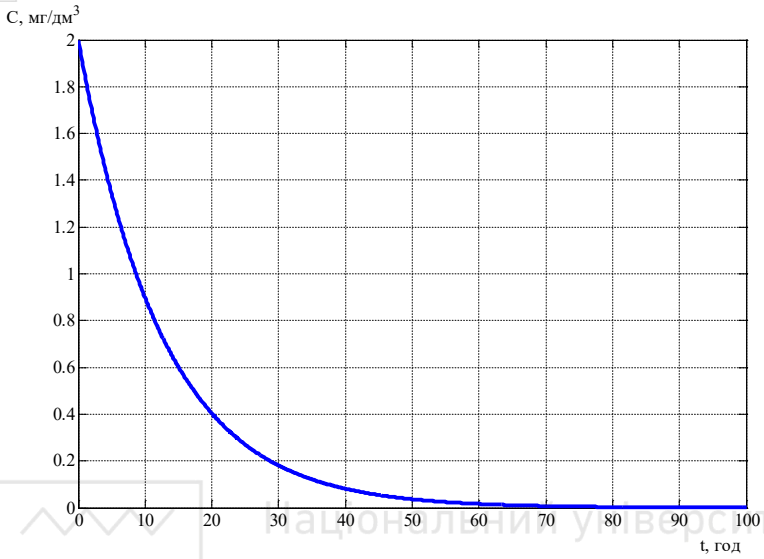


Рис. 2.9. Зміна концентрації частинок у розчині

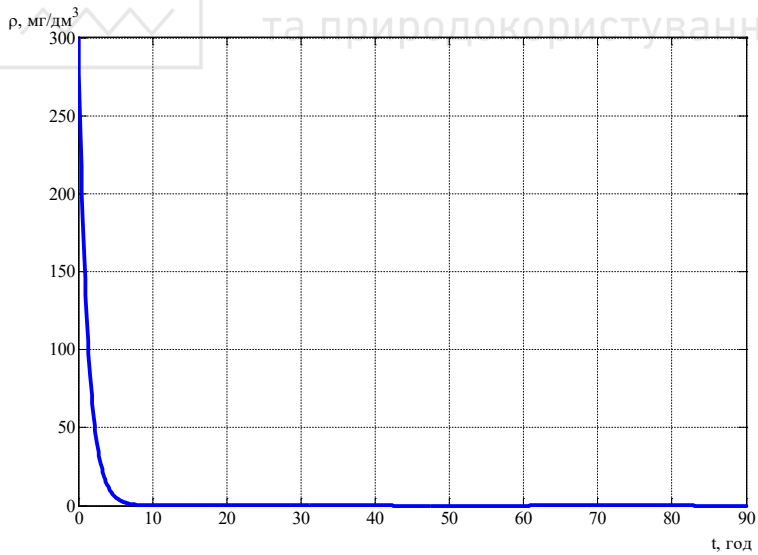


Рис. 2.10. Зміна концентрації частинок при очистці фільтра



Час захисної дії фільтра визначається в момент мінімального відхилення тиску (див. рис. 2.7), для розглянутого процесу він дорівнює 75 год.

З рис. 2.8 видно, що фільтр захоплює частинки протягом певного часу, а далі ефективність його дуже мала і концентрація часток на виході фільтра з часом падає, що підтверджує ефективність даного фільтра як показано на рис. 2.9.

Згідно з рис. 2.10 час очистки фільтра значно перевищує час роботи фільтра, тому для ефективної автоматизації достатньо системи із 2 фільтрів.

Щоб оцінити точність запропонованої математичної моделі вирішено використати експериментальні дані з [24] та провести розрахунок системи магнітного очищення технологічних вод за тих самих умов. Основою для розрахунку були швидкість фільтрування  $v=50$  м/год та напруженість магнітного поля  $H=40$  кА/м, при цьому вхідна концентрація заліза у технологічній воді  $C=250$  мкг/дм<sup>3</sup>. В ході експерименту автори змінювали довжину фільтра від 0.78 м до 3.12 м та при цьому проводили 5 замірів концентрації заліза на виході з фільтра та записували усереднене значення для відповідної довжини фільтруючої загрузки. В аналогічних умовах було проведено розрахунок концентрації заліза після фільтра для різних дослідів і наведено дані в табл. 2.1.

Таблиця 2.1. Порівняльна таблиця експериментальних даних та розрахунку

Показник	№ досліду				
	0	1	2	3	4
	0 м	0.78 м	1.56 м	2.34 м	3.12 м
Концентрація заліза на виході(експеримент) с, мкг/дм <sup>3</sup>	250	55	48	45	42
Концентрація заліза на виході(розрахунок) с, мкг/дм <sup>3</sup>	250	57.632	47.053 1	42.855	39.737
Відносна похибка, %	0	4.78	1.97	4.77	5.39





Також для наочності отриманих результатів побудовано залежність зміни концентрації заліза від довжини фільтра з нанесення експериментальних даних на графік. Щоб оцінити ефективність роботи системи магнітного очищення технологічних вод наведено зміни концентрації заліза на виході фільтра з часом для різної довжини фільтруючої загрузки.

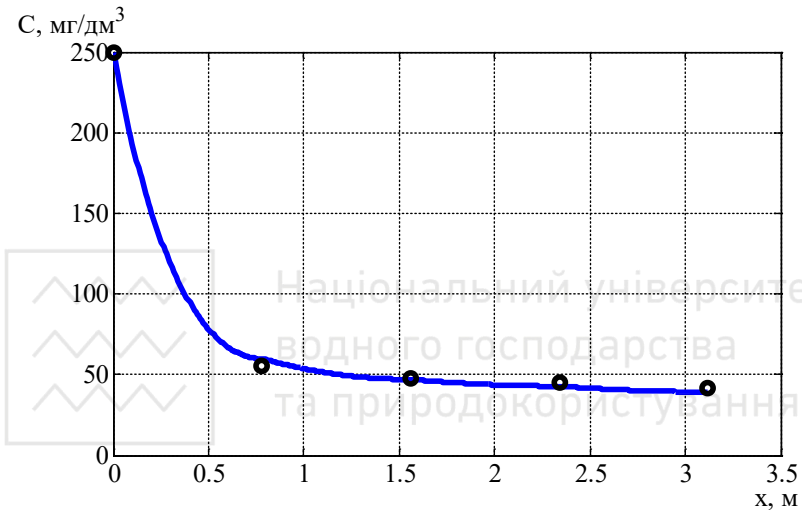


Рис. 2.11. Залежність концентрації заліза від довжини фільтруючої загрузки

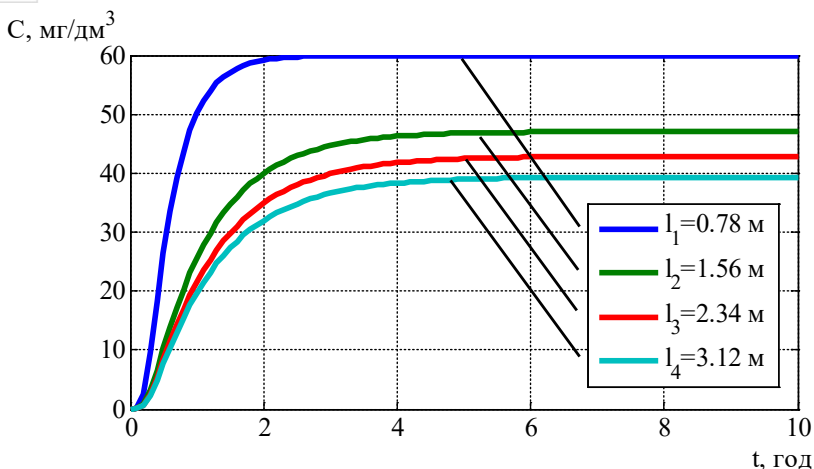


Рис. 2.12. Зміна концентрації заліза з часом на виході магнітного фільтра для довжини фільтруючої загрузки  $l_1$  – 0.78 м;  $l_2$  – 1.56 м;  $l_3$  – 2.34 м;  $l_4$  – 3.12 м

Як видно з рис.2.11 та табл. 2.1 характер зміни концентрації заліза згідно розрахунку відповідає експериментальним даним. Похибка отриманих результатів становить 6 %. З рис 2.12 видно, що при однаковій вхідній концентрації заліза чим більша довжина фільтруючої загрузки тим більший час захисної дії фільтра, а також менша концентрація заліза після фільтра. Але в той же час величина концентрації заліза після фільтра нелінійно залежить від довжини фільтруючої загрузки і тому важливо визначати оптимальну довжину фільтра для відповідного процесу.

#### 2.4. Розробка системи автоматизації процесу магнітного очищення технологічних вод

Розроблені системи повинні мати високий степінь адаптації до неперервно змінних вимог користувача, тобто вони повинні забезпечувати здатність до роботи в умовах прогнозованої нештатної ситуації. Попередньо коректно спрогнозувати такі особливості надзвичайно важко, а тому



при розробці програмних комплексів для автоматизації відповідних процесів потрібна неперервна участь кваліфікованого профільного інженера на етапах аналізу функціонування системи і при забезпеченні її модернізації у процесі виробництва. Основна вимога користувачів – це надійне виконання функцій системою автоматичного управління, і гарантоване забезпечення її роботи у відповідності з прийнятими проектними рішеннями [93].

Важливою умовою успішної роботи автоматизованої системи управління є підготовка персоналу. Вже на стадії її розробки повинні проводитися консультації з її потенційними експлуатаційниками, для коректної постановки завдань, роз'яснення і обговорення рішень, вивчення нових методів роботи. Збереження і розвиток цих контактів у процесі експлуатації системи забезпечує її сучасну та ефективну адаптацію до реальних умов виробництва та подальшу модернізацію.

Запропонована у даному проекті система автоматизації процесу знезалізнення технічної води забезпечує збір та обробку даних про концентрацію залізовмісних домішок живильної води, що дозволяє зменшити корозію технологічного обладнання. У результаті це дозволить зменшити витрати на ремонт установок, підвищити якість роботи обладнання, зменшити кількість робочого персоналу, тому даний проект є доцільним та економічно-вигідним.

Для автоматизації процесу магнітного очищення води розроблено функціональну схему автоматизації представлену на рис. 2.13, згідно якої керування системою відбувається переведенням потоку фільтруючої рідини між двома фільтрами. Під час фільтрування робочим фільтром інший «забруднений» автоматично проводить регенерацію.

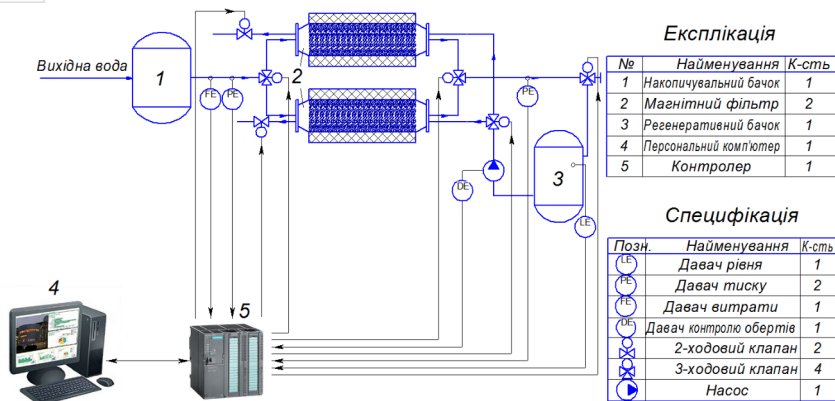


Рис. 2.13. Принципова схема автоматизації знезалізнєння технічної води

Всі функції регулювання та контролю основних параметрів у проектованій системі автоматизації виконує програмований логічний контролер S-7 300 підприємства «Siemens» з модулями розширення дискретних входів SM321, аналогових входів SM331 та дискретних виходів SM322, який при даній конфігурації має чотири аналогові входи, шістнадцять дискретних входів і шістнадцять дискретних виходів, яких достатньо для керування даною системою. Для зв'язку контролера з ПК оператора та мережею контролерів використовується комунікаційний модуль CP343.

Дана система буде мати 2 контури регулювання, які забезпечують на відповідному рівні такі технологічні параметри:

Концентрація забруднення у рідкому середовищі.

1. Тиск технологічної води на виході з системи.
2. Також контролює такі технологічні параметри:
3. Тиск забрудненої води на вході фільтра 1.
4. Тиск забрудненої води на вході фільтра 2.

З метою виявлення відхилень у технологічному процесі і у випадку відхилення критичних параметрів здійснити аварійну зупинку технологічного процесу шляхом



перекривання подачі забрудненої води до системи відсічним клапаном.

1. Контур регулювання тиску технологічної води на виході з трубопроводу (РС 2-1, РС 2-2). Даний контур підтримує заданий тиск технологічної води на виході з системи очищення шляхом зміни витрати забрудненої речовини на вході у відповідний фільтр.

Головним збуренням є концентрація частинок забруднення, що залишилися у відповідному фільтрі. При збільшенні частинок, що затримуються у відповідному фільтрі пропускна здатність фільтра зменшується і знижується тиск, що сприймається давачем тиску РЕ 1-2 або РЕ 1-4. Сигнал з давача поступає на мікропроцесорну систему. Мікропроцесорна система виробляє керуючий електричний сигнал, який поступає на відповідний виконавчий механізм відкриття регулюючої заслінки подачі забрудненої води. Внаслідок відкриття регулюючої заслінки відбувається збільшення подачі рідкого середовища, тиск на вході у фільтр зростає, внаслідок чого відбувається збільшення тиску води на виході з системи очистки та його стабілізація, проте зміна тиску на вході в систему відбувається до певного критичного значення, яке сприймається відповідним давачем тиску РЕ 1-1 або РЕ 1-3, після досягнення даного значення відбувається переведення потоку рідини на інший фільтр.

2. Контур регулювання концентрації забруднення на виході з системи. Основним збуренням даного технологічного параметру є концентрація збурення на вході в систему, а також швидкість подачі забрудненої води. Регулювання даного технологічного параметра відбувається по перепаду тиску на вході і на виході з відповідного фільтра.

При збільшенні частинок, що затримуються у відповідному фільтрі пропускна здатність фільтра зменшується і знижується тиск на виході з фільтра, що сприймається давачем тиску РЕ 1-2 або РЕ 1-4 і система



починає збільшувати витрату забрудненої речовини, таким чином починає рости тиск в системі і забруднення починають затримуватися не на початку фільтра, а в певній координаті. Дана послідовність дій відбувається до того часу, поки різниця перепаду тиску між відповідними давачами тиску не досягне певного значення і програма керування в мікроконтролері не переведе потік рідини на інший фільтр шляхом подачі керуючих сигналів на відповідні виходи.

Для проєктованої системи магнітного очищення рідини програму керування і вікно візуалізації розроблялися у спеціалізованих програмних середовищах контролерів фірми Siemens – Simatic Step 7, WinCC flexible.

Simatic Step 7 — пакет програмного забезпечення компанії Siemens, який призначений для розробки систем на базі програмованих логічних контролерів Simatic та інших з подібною архітектурою. Програма дозволяє розробляти та обслуговувати системи автоматизації на основі програмованих логічних контролерів Simatic S7-300 і Simatic S7-400 фірми Siemens. У першу чергу це роботи з програмування контролері, які проводиться з редактора програм, який забезпечує написання програм на трьох мовах:

FBD — мова релейно-контактної логіки

LAD — мова блочних діаграм

STL — високорівнева мова списку інструкцій

Simatic WinCC Flexible - програмне забезпечення для створення людино- машинного інтерфейсу, складова частина сімейства систем автоматизації SIMATIC , вироблених компанією Siemens AG.

Призначена для вирішення комплексу задач людино-машинного інтерфейсу: від розробки проєкту окремо взятій панелі оператора до розробки потужних систем людино-машинного інтерфейсу з архітектурою клієнт/сервер. Вона об'єднує в собі простоту роботи з пакетом SIMATIC ProTool і широкі функціональні можливості SIMATIC WinCC.



Для реалізації даного проекту використовуючи Simatic Step7 написано програму керування процесом, попередньо налаштувавши апаратне забезпечення контролера, як показано на рис. 2.14.

Slot	Module	Order number	Firmware	MPI address	I address	Q address
1						
2	CPU 315-2 DP	6ES7 315-2AG10-0AB0	V2.0	2		
3	DI16xDC24V	6ES7 321-1BH02-0AA0			0...1	
4	AI4x0/4 to 20mA, Ex	6ES7 331-7RD00-0AB0			111...118	
5	DO16xDC24V/0.5A	6ES7 322-1BH01-0AA0				8...9
6	CP 343-1 TCP(1)	6GK7 343-1EX30-0XE0	V5.0	4	336...351	336...351

Рис. 2.14. Апаратна конфігурація контролера S7-300

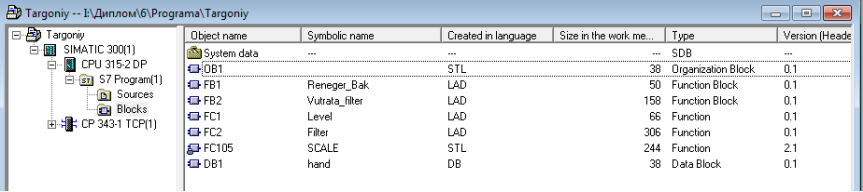
Для полегшення написання програми створено символну таблицю, в якій описані всі входи, виходи, мітки з їх символічними, апаратними іменами та коментарями.

Statu	Symbol	Address	Data type	Comment
1	hand	DB 1	DB 1	
2	Reheger_bak	FB 1	FB 1	
3	Vutrata_filter	FB 2	FB 2	
4	Level	FC 1	FC 1	Keryv
5	Filter	FC 2	FC 2	
6	SCALE	FC 105	FC 105	Scaling Values
7	LL_nak_bak	I 0.0	BOOL	Нижній рівень(накопичувальний бачок)
8	HL_nak_bak	I 0.1	BOOL	Верхній рівень(накопичувальний бачок)
9	LL_reger_bak	I 0.2	BOOL	Нижній рівень(регенеративний бачок)
1	HL_reger_bak	I 0.3	BOOL	Верхній рівень(регенеративний бачок)
1	obert_1	I 0.4	BOOL	Давач контролю обертів двигуна 1
1	obert_2	I 0.5	BOOL	Давач контролю обертів двигуна 2
1	obert_3	I 0.6	BOOL	Давач контролю обертів двигуна 3
1	reservDI2	I 0.7	BOOL	Резерв
1	Logical true	M 0.1	BOOL	Логічна "1"
1	Logical false	M 0.2	BOOL	Логічний "0"
1	vutrata	PIW 111	WORD	Витрата в системі
1	tusk1	PIW 113	WORD	Тиск перед магнітними фільтрами
1	tusk2	PIW 115	WORD	Тиск після магнітних фільтрів
2	reservAI1	PIW 117	WORD	Резерв
2	klap_7_A	Q 8.0	BOOL	Клапан 7 (фільтр 1)
2	klap_7_B	Q 8.1	BOOL	Клапан 7 (фільтр 2)
2	klap_9_A	Q 8.2	BOOL	Клапан 9 регенерація (фільтр 1)
2	klap_9_B	Q 8.3	BOOL	Клапан 9 регенерація (фільтр 2)
2	klap_10_A	Q 8.4	BOOL	Відкрити клапан 10
2	klap_10_B	Q 8.5	BOOL	Закрити клапан 10
2	klap_11_A	Q 8.6	BOOL	Відкрити клапан 11
2	klap_11_B	Q 8.7	BOOL	Закрити клапан 11
2	klap_12_A	Q 9.0	BOOL	Клапан 12 робота (фільтр 1)
3	klap_12_B	Q 9.1	BOOL	Клапан 12 робота (фільтр 2)
3	klap_14_A	Q 9.2	BOOL	Клапан 14 система
3	klap_14_B	Q 9.3	BOOL	Клапан 14 бачок
3	nasos_meresh	Q 9.4	BOOL	Мережний насос
3	nasos_vutrata	Q 9.5	BOOL	Живильний насос
3	regener_nasos	Q 9.6	BOOL	Регенеративний насос
3	reservDO2	Q 9.7	BOOL	Резерв

Рис. 2.15. Символьна таблиця контролера

В розробленій системі програма керування роботою фільтрів для постійної очистки води від залізовмісних домішок написана на мові драбинкових діаграм (Ladder Language – LD).

Для зменшення об'єму програми використано декілька підпрограм для керування окремими об'єктами, список яких наведено на рис. 2.16



Object name	Symbolic name	Created in language	Size in the work me...	Type	Version (Heade
System data	...	...	...	SDB	...
DB1	...	STL	38	Organization Block	0.1
FB1	Regener_Bak	LAD	50	Function Block	0.1
FB2	Vutrata_filter	LAD	158	Function Block	0.1
FC1	Level	LAD	66	Function	0.1
FC2	Filter	LAD	306	Function	0.1
FC105	SCALE	STL	244	Function	2.1
DB1	hand	DB	38	Data Block	0.1

Рис. 2.16. Список підпрограм для керування процесом

Для забезпечення необхідного й рівня рідини у регенеративному бачку використовується функціональний блок FB1 Regener\_Bak, який включає наповнення бачка шляхом переведення клапана 14 на регенеративний бачок коли спрацював давач нижнього рівня в бачку та переводить даний клапан назад на потік, як тільки рівень води в регенеративному бачку досяг давача верхнього рівня.

Керування витратою відбувається шляхом включення чи виключення насоса, а саме значення витрати задається в частотному перетворювачі шляхом зміни продуктивності насоса. В програмі ж відбувається зчитування аналогового сигналу витрати, попереднє перетворення типу, переведення уніфікованого сигналу в витрату та передача на ПК оператора. Також програмно керується робота насоса, який включає оператор і зупиняється або з системи візуалізації або давачем контролю обертів.





FBI : Title:

Регенеративний бачок

Network 1 : Клапан 14 бачок

Наповнення бачка



Network 2 : Клапан 14 бачок

Переведення на систему

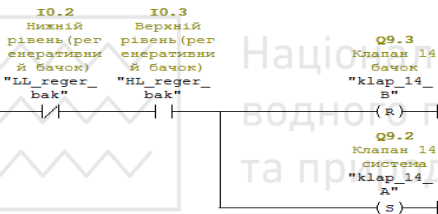


Рис. 2.17. Підпрограма для керування рівнем води у регенеративному бачку

FBI2 : Title:

Витрата води

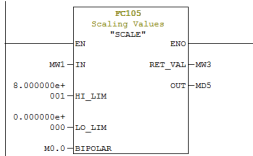
Network 1 : Title:

Перетворення з Word в Int



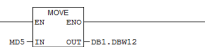
Network 2 : Title:

Витрата 4...20 мА  
0...80 м3/год



Network 3 : Title:

Перевід на екран



Network 4 : Живильний насос

Викликена\виключена насоса

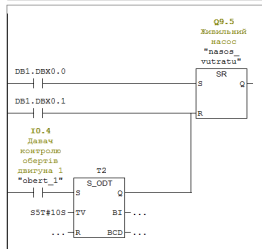


Рис. 2.18. Підпрограма для керування витратою води у системі



Керування роботою мережного насоса відбувається функцією FC1 Level, яка дозволяє пуск насоса якщо пропав сигнал з давача нижнього рівня в накопичувальному бачку і працює живильний насос. Припиняє свою роботу тоді, як набрався відповідний рівень води і спрацював давач верхнього рівня або перестав обертатися, що сприймається давачем обертів.

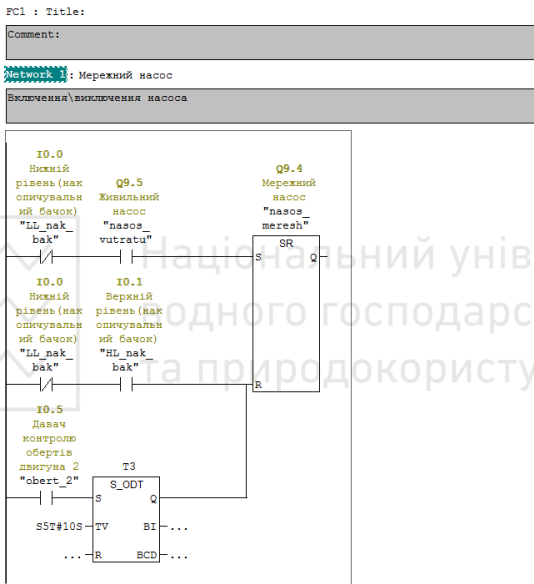


Рис. 2.19. Підпрограма для керування рівнем води у накопичувальному бачку

Підпрограма забезпечення заданої концентрації залізовмісних домішок працює наступним чином: сигнали з давачів тиску перетворюються у відповідні формати, масштабуються, після чого віднімаються між собою і результат записується в проміжну змінну mw25, яка порівнюється з заданим значенням перепаду тиску, яке визначає концентрацію залізовмісних домішок на виході системи згідно з моделюванням і при позитивному результаті



логічної операції встановлює мітку M0.3. Яка збільшує значення лічильника C1, значення з якого mw27 порівнюється з 1 і 2 і встановлює відповідні виходи для очищення води через фільтр 1 і 2.

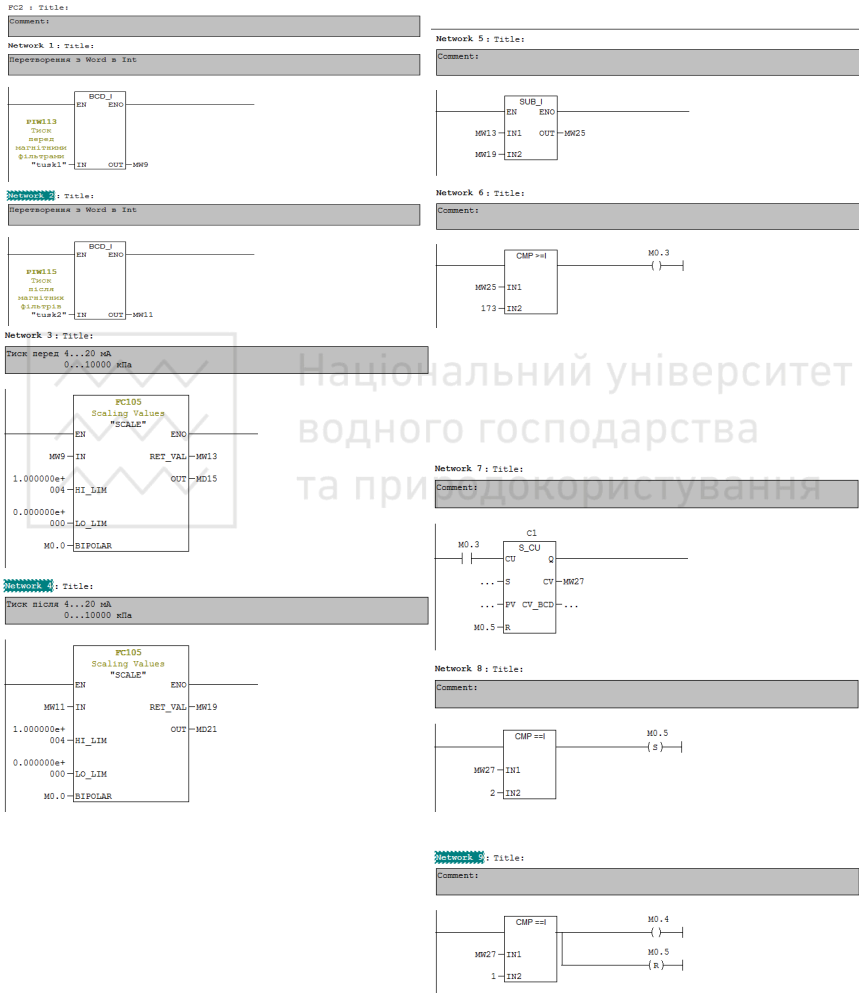


Рис. 2.20. а) Підпрограма для керування концентрацією феромагнітних домішок в системі

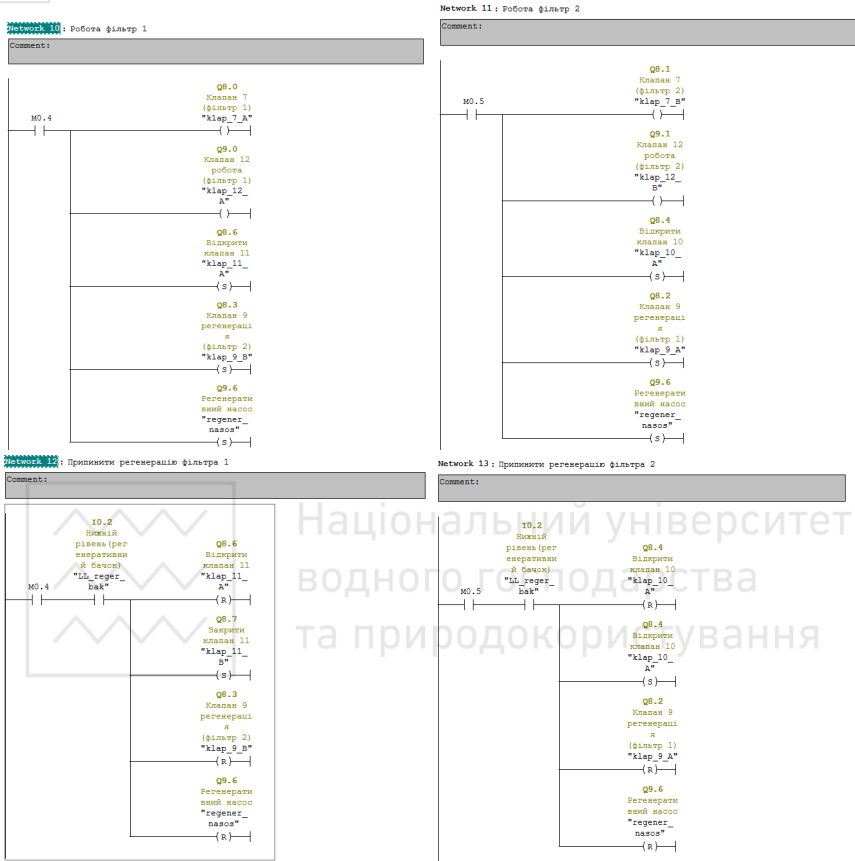


Рис. 2.20. б) Підпрограма для керування концентрацією феромагнітних домішок в системі

Для відображення технологічного процесу у Scada-системі використовуючи редактор представлення даних розробляється графічна частина проекту системи керування. Усі форми відображення інформації, керування й анімаційні ефекти зв'язуються з інформаційною структурою, розробленою в Simatic Step7.

Для реалізації проекту було створено графічний екран на якому здійснюється автоматичне і ручне керування процесом,



відображення помилок в роботі відповідних пристроїв, а також відображення головних інформативних параметрів технологічного процесу таких, як: напрямок потоку рідини шляхом світіння зеленим індикатором відповідних частин клапанів, насосів фільтрів, а також наведення даних про витрату води і перепад тиску в системі магнітних фільтрів.

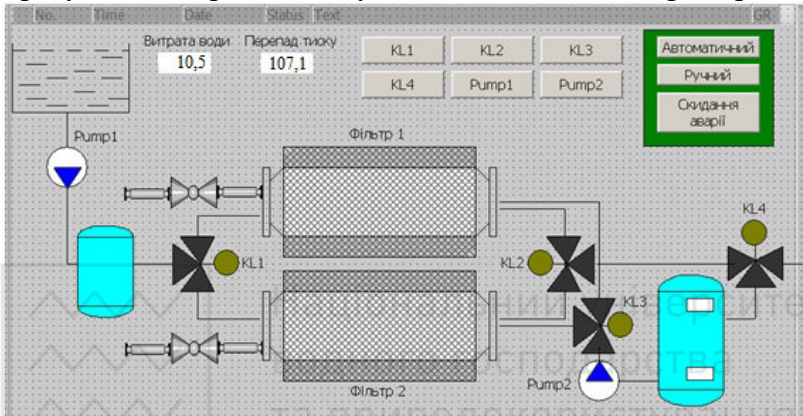


Рис. 2.21. Графічне вікно для відображення ходу технологічного процесу



### РОЗДІЛ 3. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ БІОЛОГІЧНОГО ОЧИЩЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ВОД

Даний розділ присвячено розробці математичної моделі, яка описує процес біологічного очищення технологічних вод та дозволяє дослідити вплив концентрації кисню у воді при змінній вхідній концентрації домішок, що подається у систему на активність бактерії з урахуванням температурного режиму. В даному розділі проводиться дослідження розробленої моделі системи при дії збурення, а також вирішується питання автоматизації процесу біологічного очищення технологічних вод при контролі концентрації кисню.

#### 3.1. Моделювання процесу біологічної очистки технологічних вод

В основі процесу аеробної очистки лежить здатність до розмноження та відмирання бактерій, активність яких значно залежить від температури робочого середовища та концентрації кисню в ньому. Важливим етапом, що забезпечує ефективне очищення є також періодично відведення твердого субстрату у вигляді якого осідають бактерії після поглинання забруднень та кисню. Біологічне очищення має ряд переваг: низьке енергоспоживання; можливість автономної роботи і використання вилученого надлишку активного мулу в якості добрива; відсутність при обробці шкідливих хімічних речовин; відсутність в стоках домішок і суспензій. Однак ці методи вимагають в аеротенках заданого рівня насичення киснем і температури в рідині, що очищається.

Зобразимо структурну схему процесу біологічного очищення (рис. 3.1):

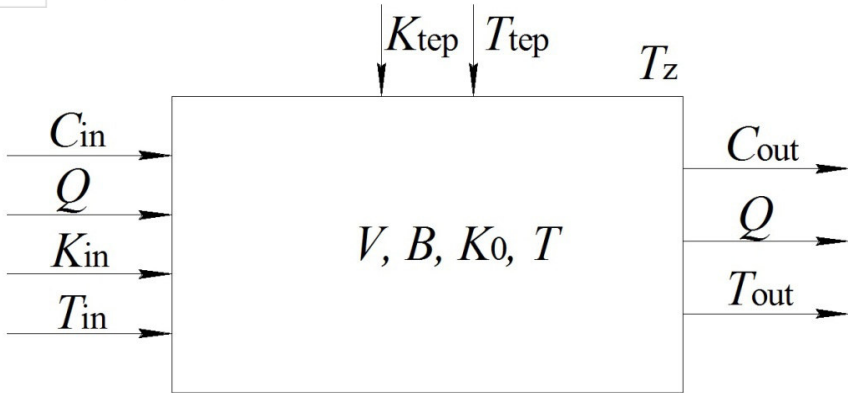


Рис. 3.1. Структурна схема процесу біологічного очищення

де  $C_{in}$  – концентрація домішок в технологічній воді, яка надходить,  $мг/дм^3$ ,  $C_{out}$  – концентрація забруднення на виході з фільтра,  $мг/дм^3$ ,  $Q$  – витрата води, яка надходить,  $м^3/год$ ,  $K_{in}$  – концентрація кисню, яка надходить із технологічною водою,  $мг/л$ ,  $K_0$  – початкова концентрація кисню розчиненого у воді, що знаходиться у реакторі,  $мг/л$ ,  $K_{tep}$  – концентрація кисню, що додатково нагнітається компресорами,  $мг/дм^3$ ,  $V$  – об'єм реактора,  $м^3$ ,  $B$  – концентрація активного мулу в реакторі,  $г/дм^3$ ,  $T_{in}$  – температура технологічної води, що надходить у фільтр,  $°C$ ,  $T$  – температура води, що знаходиться в реакторі,  $°C$ ,  $T_{out}$  – температура очищеної води,  $°C$ ,  $T_{tep}$  – температура кисню, який додатково вводять для підтримки життєдіяльності бактерій,  $°C$ ,  $T_z$  – температура навколишнього середовища,  $°C$ .

### 3.1.1. Розробка математичної моделі біологічного реактора з контролем концентрації кисню

Для опису динаміки розподілу концентрації забруднення по довжині біореактора з урахуванням поглинання домішок

активним мулом використовується рівняння типу [18, 142, 166]:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = v_C \frac{\partial C}{\partial x} - \theta CB + w_C + D_C \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}, \quad (3.1)$$

де  $\theta = \frac{Q \cdot (1 + k_i)}{V}$  – коефіцієнт, який враховує конструктивні особливості фільтра та швидкість потоку рідини,  $k_i$  – коефіцієнт рециркуляції активного мулу,  $w_C$  – швидкість поглинання субстрату відповідно до адекватності моделі,  $v_C$  – швидкість руху субстрату,  $D_C$  – коефіцієнт дифузії.

При описі розподілу активного мулу по фільтрі необхідно врахувати наступні фактори: постійний рух бактерій разом із забрудненою речовиною; осідання в нижній частині фільтра у вигляді активного мулу бактерій, які поглинають забруднення, подача кисню для життєдіяльності бактерій. В результаті отримали наступне рівняння для росту, відмирання й перенесення бактерій з урахуванням біологічної потреби кисню:

$$\frac{\partial B}{\partial t} = v_B \frac{\partial B}{\partial x} + \theta BK \cdot K_B + w_B + D_B \frac{\partial^2 B}{\partial x^2}, \quad (3.2)$$

де  $K_B$  – коефіцієнт поглинання кисню та бактерій,  $w_B$  – швидкість накопичення активного мулу відповідно до адекватності моделі,  $v_B$  – швидкість руху активного мулу,  $D_B$  – коефіцієнт дифузії.

Оскільки для життєдіяльності бактерій необхідно забезпечити оптимальну концентрацію кисню у воді, тому його додатково вводять з забрудненням. Рівняння, що описує динаміку даного процесу має наступний вигляд:

$$\frac{\partial K}{\partial t} = v_K \frac{\partial K}{\partial x} + \theta K + K_K \cdot C \cdot (K_0 - K) + w_K + D_K \frac{\partial^2 K}{\partial x^2}, \quad (3.3)$$





де  $K_K$  – коефіцієнт масопередачі кисню,  $K_0$  – концентрація насичення води киснем при заданих температурі та тиску,  $w_K$  – швидкість поглинання субстрату кисню,  $v_K$  – швидкість руху кисню,  $D_K$  – коефіцієнт дифузії.

Сукупність диференціальних рівнянь (3.1), (3.2) і (3.3) описують процеси, що протікають в біологічному реакторі: зміну концентрації бактерій, забруднення та кисню в пористому середовищі. Різноманітні взаємовпливи характеристик середовища та процесу доцільно враховувати шляхом введення у відповідні рівняння коефіцієнтів, що дає можливість аналізувати процеси, що проходять в реакторі, як сукупність взаємопов'язаних впливів. У реальних системах завжди є деяке запізнення, викликане певними причинами. У даному випадку перенесення забрудненої речовини вимагає певного часу. Далі прийматимемо, що будь-яка зміна зовнішніх факторів, наприклад, збільшення концентрації забруднення чи бактерій, відбувається лише по закінченні деякого часу (часу запізнення  $\tau > 0$ ). Виходячи з вище сказаного, приходимо до наступної модельної задачі:

$$\begin{cases} \frac{\partial C}{\partial t} = v_C \frac{\partial C}{\partial x} - \theta C B + w_C + D_C \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}, \\ \frac{\partial B}{\partial t} = v_B \frac{\partial B}{\partial x} + \theta B K \cdot K_B + w_B + D_B \frac{\partial^2 B}{\partial x^2}, \\ \frac{\partial K}{\partial t} = v_K \frac{\partial K}{\partial x} + \theta K + K_K \cdot C \cdot (K_0 - K) + D_K \frac{\partial^2 K}{\partial x^2}, \end{cases} \quad (3.4)$$

$$C|_{x=0} = C^*(t), \quad B|_{x=0} = B^*(t), \quad K|_{x=0} = K^*(t),$$

$$\left. \frac{\partial C}{\partial x} \right|_{x=l} = 0, \quad \left. \frac{\partial B}{\partial x} \right|_{x=l} = 0, \quad \left. \frac{\partial K}{\partial x} \right|_{x=l} = 0, \quad (3.5)$$

$$C|_{t=0} = C^*(x), \quad B|_{t=0} = B^*(x), \quad K|_{t=0} = K^*(x).$$



Розв'язок модельної задачі (3.4)-(3.5) було знайдено аналогічно до [170].

### **3.1.2. Розробка нелінійної моделі процесу біологічної очистки з урахуванням температурного режиму**

За останні роки проведено велика кількість наукових досліджень питань моделювання біохімічних очищень стічних вод. Ці дослідження значно розширили уявлення щодо очищення вод, тепло-масо-перенесення, впливу змінних параметрів необхідних для автоматичного керування вихідною інформацією.

Так в одних моделях розглядається очистка стічних вод як технологічний процес з деталями механічних конструкцій без врахування динаміки змін часу ефективної роботи фільтра, в інших взаємозв'язок активного мулу і домішок не враховуючи систему взаємодіючих параметрів, або ж сукупність рівнянь, що не враховує взаємовплив параметрів між собою, які наглядно виражені в експериментальних дослідах та відіграють важливу роль [136, 160].

Крім цього в роботах даного типу не враховується вплив температури середовища, яка є одним з основних факторів, що впливають на проходження реакцій.

Розглянемо процес очищення рідин від органічних. Згідно з літературними джерелами розрізняють такі етапи очищення стічних вод від забруднення:

- розкладання органічного забруднення бактеріями;
- зростання і відмирання бактерій;
- виробництво активним мулом "молодих" бактерій;
- перехід домішок до біологічно неокислювального речовини.

Для опису динаміки зміни концентрації забруднення з урахуванням впливу активного мулу на поглинання домішок використовується рівняння типу [15, 129]:



$$\frac{\partial C_i}{\partial t} = v_c \frac{\partial C_i}{\partial x} - \theta_i C_i B T + D_c \frac{\partial^2 C_i}{\partial x^2}, \quad (3.6)$$

де  $\theta_i$  – коефіцієнт, який враховує конструктивні особливості фільтра, швидкість потоку рідини та поглинання субстрату відповідно до активності бактерій,  $C_i$  – концентрація  $i$ -го забруднення в воді,  $T$  – температура аеротенку.

Враховуючи те, що бактерії рухаються разом із забрудненою речовиною по аеротенці, а також випадають в осад у вигляді активного мулу отримаємо наступне рівняння життєдіяльності бактерій:

$$\frac{\partial B}{\partial t} = v_B \frac{\partial B}{\partial x} + \theta B K T K_B + w_B + D_B \frac{\partial^2 B}{\partial x^2}, \quad (3.7)$$

Для опису розподілу концентрації кисню в рівняння (3.3) введемо поправку на вплив температури. В результаті отримаємо наступне рівняння для опису зміни концентрації кисню у воді:

$$\frac{\partial K}{\partial t} = D_K \frac{\partial^2 K}{\partial x^2} - v_K \frac{\partial K}{\partial x} + K_K \cdot (K_0 - K) - \gamma(T), \quad (3.8)$$

де  $\gamma(T)$  – швидкість перенесення тепла вздовж аеротенка в залежності від умов навколишнього середовища.

В основу теплового розрахунку біофільтра покладено рівняння теплового балансу маси його води, в якому враховано наступні складові потоків тепла:

1. Надходження тепла у біофільтр з циркуляційною витратою вхідного тепла, з витратою поданого тепла з аераторами.
2. Надходження тепла за рахунок поглинання сумарної сонячної радіації.
3. Витрата тепла з водою, на виході біофільтра.
4. Витрата тепла на випаровування.
5. Витрата тепла на конвективний теплообмін між водою і повітрям.
6. Витрата тепла на ефективне випромінювання водної поверхні.

Враховуючі вказані складові потоків тепла, провівши відповідні узагальнення отримаємо наступне рівняння перенесення тепла в аеротенку:

$$\frac{\partial T}{\partial t} + v_T \frac{\partial T}{\partial x} = D_T \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + F_T + \frac{1}{\rho \cdot c_w} \frac{\partial J}{\partial x}, \quad (3.9)$$

де  $v_T$  – швидкість руху тепла,  $D_T$  – коефіцієнт дифузії,  $F_T$  – функція теплообміну.

Сукупність диференціальних рівнянь (3.6), (3.7), (3.8) і (3.9) описує в комплексі зміну концентрації бактерій, забруднення, кисню та температури в біофільтрі. Проте деякі важливі компоненти процесу очищення стічних вод залишилися неврахованими. Зокрема, знехтувано явищем поздовжньої дифузії. Щодо доцільності урахування цього явища в літературних джерелах існують певною мірою суперечливі точки зору. Так, в адсорбційній лабораторії Московського хіміко-технологічного університету встановлено, що на асимптотичній стадії, у широкому діапазоні швидкостей потоку, ефект розмивання поздовжньої дифузії дуже малий, порівняно з ефектом розмивання масообмінних процесів. З іншого боку, в монографії [9] показано, що при сорбції деяких речовин поздовжня дифузія вносить певні зміни в динаміку процесу. Виходячи з вище сказаного, варто врахувати вплив відповідних концентрацій на коефіцієнти дифузії. Різноманітні взаємовпливи характеристик середовища та процесу доцільно враховувати шляхом введення у відповідні рівняння коефіцієнтів, що дає можливість аналізувати процеси, що проходять в біофільтрі, як сукупність взаємопов'язаних впливів. Виходячи з вище сказаного, приходимо до наступної модельної задачі:



$$\begin{cases} \frac{\partial C_i}{\partial t} = v_c \frac{\partial C_i}{\partial x} - \theta_i C_i B T + \frac{\partial}{\partial x} \left( D_C \frac{\partial C_i}{\partial x} \right), \\ \frac{\partial B}{\partial t} = v_B \frac{\partial B}{\partial x} + \theta B K T K_B + w_B + \frac{\partial}{\partial x} \left( D_B \frac{\partial B}{\partial x} \right), \\ \frac{\partial K}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left( D_K \frac{\partial K}{\partial x} \right) - v_K \frac{\partial K}{\partial x} + K_K (B) \cdot (K_0 - K) - \gamma(T), \\ \frac{\partial T}{\partial t} + v_T \frac{\partial T}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial x} \left( D_T \frac{\partial T}{\partial x} \right) + F_T + \frac{1}{\zeta \cdot c_w} \frac{\partial J}{\partial x}, \end{cases} \quad (3.10)$$

$$C_i|_{x=0} = C_i^*(t), \quad B|_{x=0} = B^*(t), \quad K|_{x=0} = K^*(t), \quad T|_{x=0} = T^*(t),$$

$$\left. \frac{\partial C_i}{\partial x} \right|_{x=l} = 0, \quad \left. \frac{\partial B}{\partial x} \right|_{x=l} = 0, \quad \left. \frac{\partial K}{\partial x} \right|_{x=l} = 0, \quad \left. \frac{\partial T}{\partial x} \right|_{x=l} = 0; \quad (3.11)$$

$$C_i|_{t=0} = C_i^*(x), \quad B|_{t=0} = B^*(x), \quad K|_{t=0} = K^*(x), \quad T|_{t=0} = T^*(x),$$

де  $C_i^*(t)$ ,  $B^*(t)$ ,  $K^*(t)$ ,  $T^*(t)$ ,  $C_i^*(x)$ ,  $B^*(x)$ ,  $K^*(x)$ ,  $T^*(x)$  — задані функції, в області  $G = \{(x, t) : 0 < x < l, 0 < t < t_* < \infty\}$ ,  $D_C = \varepsilon b_C$ ,  $D_B = \varepsilon b_B$ ,  $D_K = \varepsilon b_K$ ,  $D_T = \varepsilon b_T$  — коефіцієнти дифузії,  $\varepsilon$  — малий параметр,  $\tau$  — час запізнення ( $\tau > 0$ ),  $l$  — довжина біофільтра [5, 6, 143].

Розв'язування задачі (3.10)-(3.11) із запізненням  $\tau$  на часових проміжках  $[(n-1)\tau, n\tau]$ ,  $n = 1, 2, \dots$  замінимо послідовним розв'язанням  $n$  задач без запізнення [8]:

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{\partial C_i^{[n]}}{\partial t} &= v_C \frac{\partial C_i^{[n]}}{\partial x} - \theta_i C_i^{[n]} B^{[n]} T^{[n]} + \varepsilon b_{Cnr} \frac{\partial^2 C_i^{[n]}}{\partial x^2} + \varepsilon \frac{\partial C_i^{[n]}}{\partial x} \frac{\partial b_{Cnr}}{\partial x}, \\ \frac{\partial B^{[n]}}{\partial t} &= v_B \frac{\partial B^{[n]}}{\partial x} + B^{[n]} K^{[n]} T^{[n]} K_B + w_B + \varepsilon b_{Bnr} \frac{\partial^2 C B^{[n]}}{\partial x^2} + \varepsilon \frac{\partial B^{[n]}}{\partial x} \frac{\partial b_{Bnr}}{\partial x}, \\ \frac{\partial K^{[n]}}{\partial t} &= \varepsilon b_{Knr} \frac{\partial^2 K^{[n]}}{\partial x^2} + \varepsilon \frac{\partial K^{[n]}}{\partial x} \frac{\partial b_{Knr}}{\partial x} - v_K \frac{\partial K^{[n]}}{\partial x} + K_K(B) \cdot (K_H - K^{[n]}) - \gamma(T^{[n]}), \\ \frac{\partial T^{[n]}}{\partial t} + v_T \frac{\partial T^{[n]}}{\partial x} &= \varepsilon b_{Tr} \frac{\partial^2 T^{[n]}}{\partial x^2} + \varepsilon \frac{\partial T^{[n]}}{\partial x} \frac{\partial b_{Tr}}{\partial x} + F_T + \frac{1}{\rho \cdot c_w} \frac{\partial J}{\partial x}, \end{aligned} \right. \quad (3.12)$$

$$\begin{aligned} C_i^{[n]}(0, t) &= C_{i*}^*(t), C_i^{[n]}(x, t - \tau) = C_i^{[n-1]}(x, t - \tau), \\ b_{Cnr}(x, t) &= b_C(C_i^{[n]}(x, t - \tau)) = b_C(C_i^{[n-1]}(x, t - \tau)), C_i^{[0]}(x, 0) = C_i^*(x, 0), \\ B^{[n]}(0, t) &= B_*^*(t), B^{[n]}(x, t - \tau) = B^{[n-1]}(x, t - \tau), \\ b_{Bnr}(x, t) &= b_B(B^{[n]}(x, t - \tau)) = b_B(B^{[n-1]}(x, t - \tau)), B^{[0]}(x, 0) = B^*(x, 0), \\ K^{[n]}(0, t) &= K_*^*(t), K^{[n]}(x, t - \tau) = K^{[n-1]}(x, t - \tau), \\ b_{Knr}(x, t) &= b_K(K^{[n]}(x, t - \tau)) = b_K(K^{[n-1]}(x, t - \tau)), K^{[0]}(x, 0) = K^*(x, 0), \\ T^{[n]}(0, t) &= T_*^*(t), T^{[n]}(x, t - \tau) = T^{[n-1]}(x, t - \tau), \\ b_{Tr}(x, t) &= b_T(T^{[n]}(x, t - \tau)) = b_T(T^{[n-1]}(x, t - \tau)), T^{[0]}(x, 0) = K^*(x, 0), \end{aligned} \quad (3.13)$$

Розв'язок задач (3.12)-(3.13) з точністю  $O(\varepsilon^{m+1})$  знайдено у вигляді асимптотичних рядів за степенями малого параметра  $\varepsilon$  [7]

$$\begin{aligned} C_i^{[n]}(x, t) &= C_{i,0}^{[n]}(x, t) + \sum_{j=1}^m \varepsilon^j C_{i,j}^{[n]}(x, t) + \sum_{j=0}^{m+1} \varepsilon^j \tilde{C}_{i,j}^{[n]}(\tilde{\xi}, t) + R_C^{[n]}(x, t, \varepsilon) \\ B^{[n]}(x, t) &= B_0^{[n]}(x, t) + \sum_{j=1}^m \varepsilon^j B_j^{[n]}(x, t) + \sum_{j=0}^{m+1} \varepsilon^j \tilde{B}_j^{[n]}(\tilde{\xi}, t) + R_B^{[n]}(x, t, \varepsilon) \end{aligned}$$



$$K^{[n]}(x, t) = K_0^{[n]}(x, t) + \sum_{j=1}^m \varepsilon^j K_j^{[n]}(x, t) + \sum_{j=0}^{m+1} \varepsilon^j \tilde{K}_j^{[n]}(\tilde{\xi}, t) + R_K^{[n]}(x, t, \varepsilon)$$

$$T^{[n]}(x, t) = T_0^{[n]}(x, t) + \sum_{j=1}^m \varepsilon^j T_j^{[n]}(x, t) + \sum_{j=0}^{m+1} \varepsilon^j \tilde{T}_j^{[n]}(\tilde{\xi}, t) + R_T^{[n]}(x, t, \varepsilon), \quad (3.14)$$

де  $C_{i,j}^{[n]}(x, t)$ ,  $B_j^{[n]}(x, t)$ ,  $K_j^{[n]}(x, t)$ ,  $T_j^{[n]}(x, t)$  ( $j = \overline{0, m}$ ) – члени регулярних частин асимптот,  $\tilde{C}_{i,j}^{[n]}(\tilde{\xi}, t)$ ,  $\tilde{B}_j^{[n]}(\tilde{\xi}, t)$ ,  $\tilde{K}_j^{[n]}(\tilde{\xi}, t)$ ,  $\tilde{T}_j^{[n]}(\tilde{\xi}, t)$  ( $j = \overline{0, m+1}$ ) – функція граничних умов,  $\tilde{\xi} = (L - x) \cdot \varepsilon^{-1}$  – відповідні перетворення,  $R_C^{[n]}(x, t, \varepsilon)$ ,  $R_B^{[n]}(x, t, \varepsilon)$ ,  $R_K^{[n]}(x, t, \varepsilon)$ ,  $R_T^{[n]}(x, t, \varepsilon)$  – залишкові члени ( $i = 1, 2$ ). Наведені функції знаходяться аналогічно до [9].

### 3.2. Дослідження процесу біологічного очищення технологічних вод

#### 3.2.1. Моделивання роботи біологічного реактора з контролем концентрації кисню

Для роботи з  $m$ -функцією *pdepe* програмного середовища Matlab перетворимо системи (3.4)-(3.5) у машинний код:

$$\begin{cases} \frac{\partial C_i}{\partial t} = v_C \frac{\partial C_i}{\partial x} - \theta_i C_i B T + D_C \frac{\partial^2 C_i}{\partial x^2}, \\ \frac{\partial B}{\partial t} = v_B \frac{\partial B}{\partial x} + \theta B K T K_B + w_B + D_B \frac{\partial^2 B}{\partial x^2}, \\ \frac{\partial K}{\partial t} = D_K \frac{\partial^2 K}{\partial x^2} - v_K \frac{\partial K}{\partial x} + K_K(B) \cdot (K_0 - K) - \gamma(T), \end{cases}$$

$$\Downarrow$$

$$c(x, t, u) \frac{\partial u}{\partial x} \cdot \frac{\partial u}{\partial t} = x^{-m} \frac{\partial}{\partial x} (x^m f(x, t, u) \frac{\partial u}{\partial x}) + s(x, t, u) \frac{\partial u}{\partial x}$$

Вміст м-файлу *bio1\_pdex2pde.m* представлено на рис.

3.2.

```
Q=7.2; ki=1; V=0.7; wC=0.01; wB=14.72; wK=0.01; KK=0.001;
KB=54; KO=6; b=Q*(1+ki)/V;
V1=1.26; V2=1.92; V3=1.53;
D1=0.721; D2=10^-5; D3=10^-5;
c1=1; c2=1; c3=1;
f1=D1*DuDx(1); f2=D2*DuDx(2); f3=D3*DuDx(3);
s1=V1*DuDx(1)-u(1)+u(2)*b+wC;
s2=V2*DuDx(2)+u(3)+u(2)*b+KB+wB;
s3=V3*DuDx(3)+u(3)*b+wK+KK*u(1)+(KO-u(3));
c = [c1;c2; c3];
f = [f1; f2; f3];
s = [s1; s2; s3];
```

Рис. 3.2. Скріншот програмного коду файлу *bio1\_pdex2pde.m*

Початкові умови:

$$\begin{cases} C_0(x, t_0) = 50 - 15 \cdot e^x, \\ B_0(x, t_0) = 0.1, \\ K_0(x, t_0) = 0.001, \end{cases} \Leftrightarrow u(x, t_0) = u_0(x).$$

Вміст м-файлу *bio1\_pdex2ic.m* представлено на рис. 3.3.

```
u10=50-15*exp(x);
u20=0.1;
u30=0.001;
u0 = [u10;u20;u30];
```

Рис. 3.3. Скріншот програмного коду файлу *bio1\_pdex2ic.m*

Граничні умови:

$$\begin{cases} C_0(x_L, t) = 35, \quad \frac{\partial C_0(x_R, t)}{\partial x} = 0, \\ \frac{\partial B_0(x_L, t)}{\partial x} = 0, \quad \frac{\partial B_0(x_R, t)}{\partial x} = 0, \\ \frac{\partial K_0(x_L, t)}{\partial x} = 0, \quad \frac{\partial K_0(x_R, t)}{\partial x} = 0, \end{cases} \Leftrightarrow p(x, t, u) + q(x, t) \cdot f(x, t, u) \cdot \frac{\partial u}{\partial x} = 0.$$





Вміст m-файлу *bio1\_pdex2bc.m* представлено на рис. 3.4.

```
p1 = [u1(1)-35; 0; 0];  
q1 = [0; 1; 1];  
pr = [0; 0; 0];  
qr = [1; 1; 1];
```

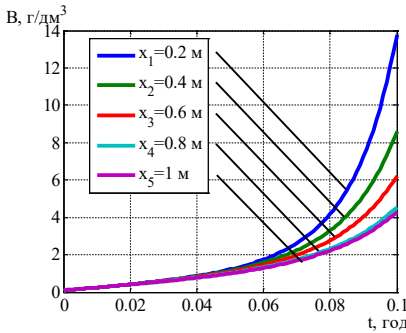
Рис. 3.4. Скріншот програмного коду файлу *bio1\_pdex2bc.m*

Для опису головної функції *pdepe* використаємо m-файл *bio1\_pdepe.m*, який представлено на рис. 3.5.

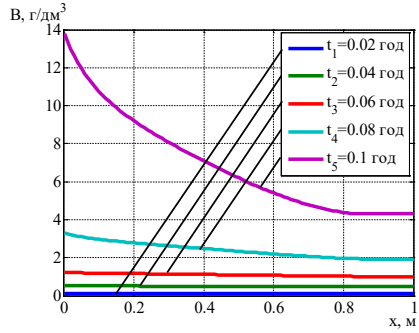
```
m = 0;  
x = linspace(0,1,101);  
t = linspace(0,0.1,101);  
  
sol = pdepe(m,@bio1_pdex2pde,@bio1_pdex2ic,@bio1_pdex2bc,x,t);  
u1 = sol(:, :, 1);  
u2 = sol(:, :, 2);  
u3 = sol(:, :, 3);
```

Рис. 3.5. Скріншот програмного коду файлу *bio1\_main.m*

Після запуску на виконання файлу *bio1\_main.m* отримали числові розрахунки. Використавши стандартні засоби для побудови графіків представлено на рис. 3.6-3.8 розподіл функцій на етапі росту бактерій (за наведених вхідних даних:  $C|_{t=0} = 50 - 15 \cdot e^x \text{ г} / \text{дм}^3$ ,  $B|_{t=0} = 0.1 \text{ г} / \text{дм}^3$ , ,  $Q = 7.2 \text{ м}^3 / \text{год}$ ,  $V = 0.7 \text{ м}^3$ ,  $w_L = 0.01 \text{ мг} / \text{дм}^3 \cdot \text{год}$ ,  $w_X = 14.72 \text{ мг} / \text{дм}^3 \cdot \text{год}$ ,  $w_C = 0.01 \text{ мг} / \text{дм}^3 \cdot \text{год}$ ,  $K_C = 0.001 \text{ год}^{-1}$ ,  $K_X = 100 \text{ год}^{-1}$ ,  $C_0 = 6 \text{ мг} / \text{дм}^3$ ,  $v_C = 1.26 \text{ м} / \text{год}$ ,  $v_B = 1.92 \text{ м} / \text{год}$ ,  $v_K = 1.26 \text{ м} / \text{год}$ ,  $D_C = 0.721$ ,  $D_B = 10^{-5}$ ,  $D_K = 10^{-5}$  отримали:

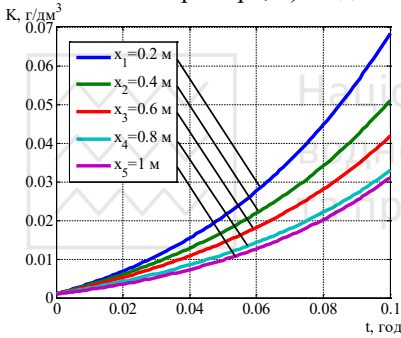


а)

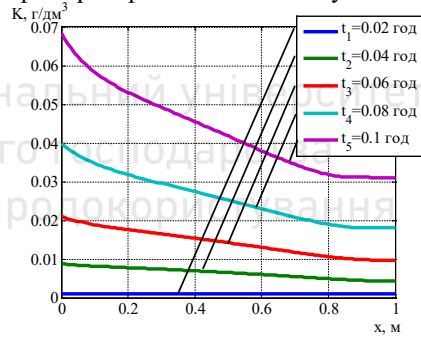


б)

Рис. 3.6. Розподіл зміни концентрації активного мулу: а) з часом в різних точках фільтра; б) по довжині фільтра в різні моменти часу

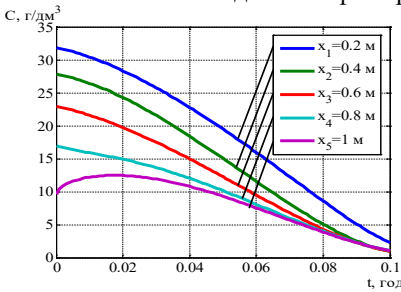


а)

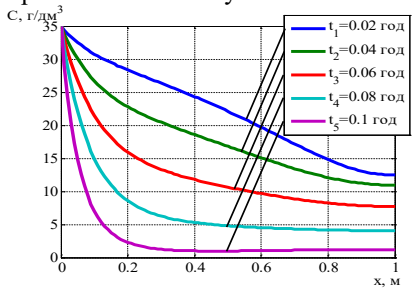


б)

Рис. 3.7. Зміна концентрації кисню: а) з часом в різних точках фільтра; б) по довжині фільтра в різні моменти часу



а)



б)

Рис. 3.8. Характер зміни концентрації забруднення: а) з часом в різних точках фільтра; б) по довжині фільтра в різні моменти часу



При моделюванні етапів розмноження та відмирання бактерій використовувалися аналогічні дані, що й при попередньому експерименті. Проте при досягненні максимальної концентрації кисню на вході в фільтр відключався компресор, поки не впаде нижче мінімальної межі. Відповідно й розділяються етапи росту (на вхід подається концентрація кисню  $K$ ) та відмирання (концентрація кисню  $K=0$ ) бактерій. В результаті отримано дані, що представлено на рис. 3.9, 3.10.

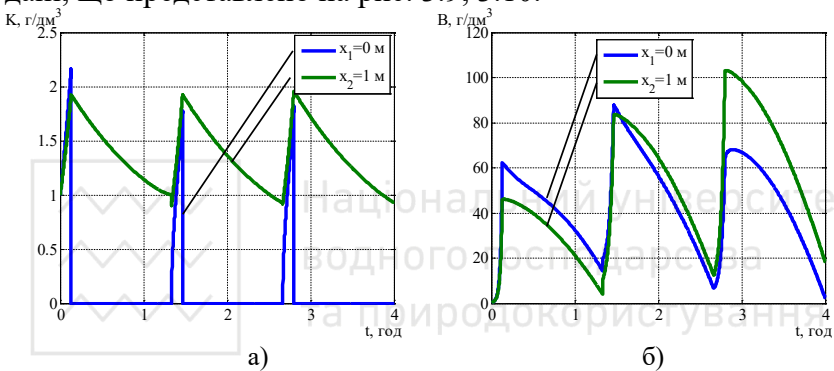


Рис. 3.9. Зміна концентрації кисню а) та активного мулу б) із часом на вході (1) та виході (2) реактора під час циклів регенерації

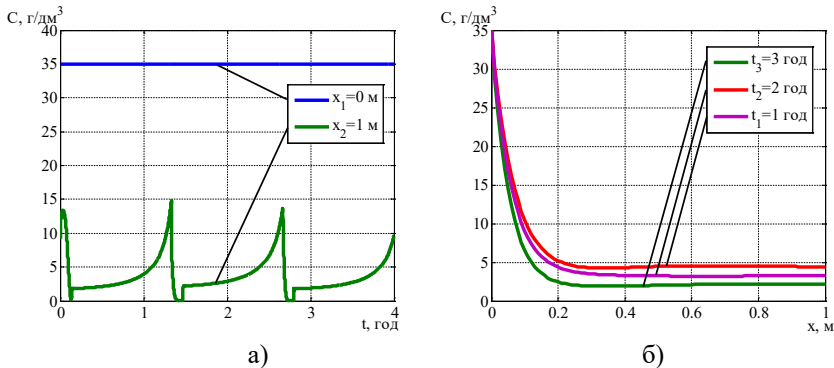


Рис. 3.10. Зміни концентрації забруднення від часу а) та від просторової координати б) під час циклів регенерації

Для зручності перегляду зміни основних параметрів на рис. 3.6 – 3.8 зроблено вибірку значень, що відображають характер динаміки функцій а) з часом в різних точках фільтра для 1 – при  $x_1=0.2$  м, 2 – при  $x_2=0.4$  м, 3 – при  $x_3=0.6$  м, 4 – при  $x_4=0.8$  м, 5 – при  $x_5=1$  м та б) по довжині фільтра в моменти часу 1- $t_1$ , 2- $t_2$ , 3- $t_3$ , 4- $t_4$ , 5- $t_5$ . Як видно з рис. 3.6 концентрація активного мулу вздовж фільтра з часом зростає, це пояснюється тим, що створюються сприятливі умови для розмноження бактерій. А саме: постійно надходить забруднення у вигляді домішок і відбувається регулювання подачі кисню, як показано на рис. 3.7 відповідно до концентрації кисню у воді. При взаємодії бактерій та забруднення при достатній концентрації кисню утворюється осад в нижніх шарах фільтра у вигляді активного мулу. На рис. 3.8 відображено зміну концентрації домішок, яка з часом спадає, що підтверджує ефективну роботу фільтра, проте на ранньому етапі очищення на виході з фільтра не досягнуто потрібної кількості бактерій і кисню, що зумовлює збільшення концентрації забруднення, які визначено початковими умовами.

На рис. 3.9(а) показано, що на очищення поступають стоки з певною концентрацією розчиненого у воді кисню, яка регулюється контролером. В реакторі за рахунок споживання кисню активним мулом його концентрація падає. Для забезпечення життєдіяльності мікроорганізмів здійснюється періодична подача кисню зі стиснутим повітрям. Відповідно із змінами концентрації кисню відбувається зміни концентрації активного мулу як показано на рис. 3.9(б). При постійному навантаженні забруднення на реактор отримано залежність зміни концентрації забруднюючих речовин на виході реактора рис. 3.10(а) - крива 2. Як показано на рис. 3.10(б) при різних етапах роботи фільтра найактивніше поглинання забруднення відбувається на початку фільтра, що означає підтримання сприятливих умов навіть при відсутності постійної подачі



кисню. По суті, отримані залежності є імпульсними перехідними характеристиками реактора за різними каналами зв'язків і характеризують динамічні властивості реактора, як об'єкта управління. Вони є важливими результатами для розроблення алгоритму автоматизованого управління процесами в біологічних реакторах.

### 3.2.2. Моделювання роботи біологічного реактора з урахуванням температурного режиму

Розв'язки системи (3.10) за умов (3.11) отримаємо за допомогою моделювання в програмному середовищі Matlab, зокрема *m*-функцію *pdepe*.

Виконавши перетворення системи (3.10) і граничних умов (3.11) у програмний код, а також вихідних даних експерименту отримали:

$$\begin{cases} \frac{\partial C_i}{\partial t} = v_c \frac{\partial C_i}{\partial x} - \theta_i C_i B T + D_c \frac{\partial^2 C_i}{\partial x^2}, \\ \frac{\partial B}{\partial t} = v_b \frac{\partial B}{\partial x} + \theta B K T K_B + w_B + D_B \frac{\partial^2 B}{\partial x^2}, \\ \frac{\partial K}{\partial t} = D_K \frac{\partial^2 K}{\partial x^2} - v_K \frac{\partial K}{\partial x} + K_K (B) \cdot (K_0 - K) - \gamma(T), \\ \frac{\partial T}{\partial t} + v_T \frac{\partial T}{\partial x} = D_T \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + F_T + \frac{1}{\rho \cdot c_w} \frac{\partial J}{\partial x}, \end{cases}$$

⇕

$$c(x, t, u) \cdot \frac{\partial u}{\partial x} \cdot \frac{\partial u}{\partial t} = x^{-m} \frac{\partial}{\partial x} \left( x^m f(x, t, u) \frac{\partial u}{\partial x} \right) + s(x, t, u) \frac{\partial u}{\partial x}$$

Вміст *m*-файлу *bio2\_pdex2pde.m* представлено на рис. 3.11.

```

Q=7.2; ki=10; V=100*5^2; wB=14.72*0.009; KB=0.001; KB=10^-9; K0=6; g=Q*(1+ki)/V;
b1=10^-4; b2=10^-3; b3=1.2*10^-3; b4=0.8*10^-3; b5=1.1*10^-4; b6=1.6*10^-4; b7=1.4*10^-5; b8=1.3*10^-5; b11=1.5*10^-4;
V1=0.26; V12=0.092; V13=0.053; V14=0.53; D1=1; D12=0.8; D13=0.8; D14=1; cv=4.2; xov=1000; l=100; h=2; b=5;
tvx=14; beta=1/40; ts=-3*10^-10*t^5+2*10^-7*t^4-5*10^-5*t^3+0.0046*t^2+0.0494*t+5.6425; k=beta*(tv-tvx)*k;
lp=0.02*10^6; tstep=70; lst=46.5; sg=0.02; Sst=2*1^4; tad=7; Sdna=1^4; a=135; F=1^4; Qux=cv*xov*1^4*h^4*(tvx-u(14));
if x>19 66 k<21
    Qtep=lp*ttep^4*h^2;
elseif x>39 66 k<41
    Qtep=lp*ttep^4*h^2;
elseif x>59 66 k<61
    Qtep=lp*ttep^4*h^2;
elseif x>79 66 k<81
    Qtep=lp*ttep^4*h^2;
else
    Qtep=0;
end
Qst=lst*(tv-u(14))+Sst/sg;
Qrov=a*(tv-u(14))*F;
c1=1; c2=1; c3=1; c4=1; c5=1; c6=1; c7=1; c8=1; c9=1; c10=1; c11=1; c12=1; c13=1; c14=1;
f1=D1*DuDx(1); f2=D1*DuDx(2); f3=D1*DuDx(3); f4=D1*DuDx(4); f5=D1*DuDx(5); f6=D1*DuDx(6); f7=D1*DuDx(7);
f8=D1*DuDx(8); f9=D1*DuDx(9); f10=D1*DuDx(10); f11=D1*DuDx(11); f12=D1*DuDx(12)+V12*u(12); f13=D13*DuDx(13)+V13*u(13);
f14=D14*DuDx(14);
s1=-b1*u(12)+u(1)+V1*DuDx(1);
s2=-b2*u(12)+u(2)+V1*DuDx(2);
s3=-b3*u(12)+u(3)+V1*DuDx(3);
s4=-b4*u(12)+u(4)+V1*DuDx(4);
s5=-b5*u(12)+u(5)+V1*DuDx(5);
s6=-b6*u(12)+u(6)+V1*DuDx(6);
s7=-b7*u(12)+u(7)+V1*DuDx(7);
s8=-b8*u(12)+u(8)+V1*DuDx(8);
s9=0;
s10=0;
s11=-b11*u(12)+u(11)+V1*DuDx(11);
s12=u(13)+u(12)*g+KB*wB;
s13=u(13)*g+KB*wB*(12)*K0-u(13);
s14=g*(Qux+Qtep+Qst+Qrov-lst*tad*Sdna/sg)/lst/Sdna+V14*DuDx(14)+k;
f = [f1; f2; f3; f4; f5; f6; f7; f8; f9; f10; f11; f12; f13; f14];
s = [s1; s2; s3; s4; s5; s6; s7; s8; s9; s10; s11; s12; s13; s14];

```

Рис. 3.11. Скріншот програмного коду файлу bio2\_pdex2pde.m

В якості початкового розподілу концентрацій забруднення вздовж фільтра ми прийняли, що концентрація лінійно спадає вздовж фільтра. В машинному коді це має наступний вигляд:

$$\begin{cases} C_0(x, t_0) = 50 - 15 \cdot e^x, \\ B_0(x, t_0) = 0.1, \\ K_0(x, t_0) = 0.001, \\ T_0(x, t_0) = 10.8 - 5.6425 \cdot x / 120, \end{cases} \Leftrightarrow u(x, t_0) = u_0(x).$$

Вміст m-файлу *bio2\_pdex2ic.m* представлено на рис. 3.12.



```

u10=293-2.1*x;
u11=265-2.5*x;
u12=159-1.44*x;
u13=39.4-0.374*x;
u14=7.5-0.04*x;
u15=1.52-0.0112*x;
u16=0.04-0.00006*x;
u17=0.15-0.0001*x;
u18=48;
u19=87;
u191=0.78-0.0038*x;
u20=0.1;
u30=0.001;
u40=10.8-5.6425*x/120;
u0 = [u10;u11;u12;u13;u14;u15;u16;u17;u18;u19;u191;u20;u30;u40];
    
```

Рис. 3.12. Скріншот програмного коду файлу bio2\_pdex2ic.m

Граничні функції усіх концентрацій мають однаковий вигляд. На лівій границі, тобто на початку фільтра з часом постійна відповідна концентрація. На правій границі використовуємо умови вільних кінців, які також використовуємо на лівій границі для концентрації активного мулу та зміни температури. Програмно реалізовано дані умови наступним чином:

$$\begin{cases} C_0(x_L, t) = 35, & \frac{\partial C_0(x_R, t)}{\partial x} = 0, \\ \frac{\partial B_0(x_L, t)}{\partial x} = 0, & \frac{\partial B_0(x_R, t)}{\partial x} = 0, \\ \frac{\partial K_0(x_L, t)}{\partial x} = 0, & \frac{\partial K_0(x_R, t)}{\partial x} = 0, \\ \frac{\partial T_0(x_L, t)}{\partial x} = 0, & \frac{\partial T_0(x_R, t)}{\partial x} = 0, \end{cases} \Leftrightarrow p(x, t, u) + q(x, t) \cdot f(x, t, u, \frac{\partial u}{\partial x}) = 0.$$

Вміст m-файлу *bio2\_pdex2bc.m* представлено на рис. 3.13.

```

p1 = [ul(1)-299;ul(2)-265;ul(3)-199;ul(4)-39.4;ul(5)-7.5;ul(6)-1.52;ul(7)-0.04;ul(8)-0.15; 0; 0;ul(11)-0.78; 0; 0; 0];
q1 = [0; 0; 0; 0; 0; 0; 0; 0; 1; 1; 0; 1; 1; 1];
pr = [0; 0; 0; 0; 0; 0; 0; 0; 0; 0; 0; 0; 0];
qr = [1; 1; 1; 1; 1; 1; 1; 1; 1; 1; 1; 1; 1];
    
```

Рис. 3.13. Скріншот програмного коду файлу bio2\_pdex2bc.m

Для виклику функції *pdere* маємо наступний код та використаємо стандартні функції, для побудови відповідних графіків:

Для опису головної функції *pdere* використаємо m-файл *bio2\_pdere.m*, який представлено на рис. 3.14.

```

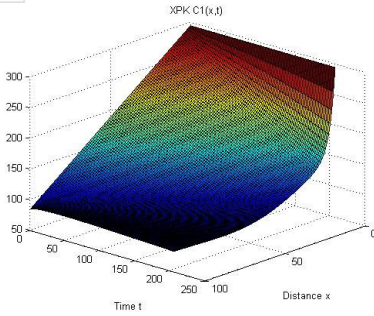
m = 0;
x = linspace(0,100,101);
t = linspace(0,206,101);

sol = pdere(m,@bio2_pdex2pde,@bio2_pdex2ic,@bio2_pdex2bc,x,t);
u1 = sol(:,:,1);
u2 = sol(:,:,2);
u3 = sol(:,:,3);
u4 = sol(:,:,4);
u5 = sol(:,:,5);
u6 = sol(:,:,6);
u7 = sol(:,:,7);
u8 = sol(:,:,8);
u9 = sol(:,:,9);
u10 = sol(:,:,10);
u11 = sol(:,:,11);
u12 = sol(:,:,12);
u13 = sol(:,:,13);
u14 = sol(:,:,14);
    
```

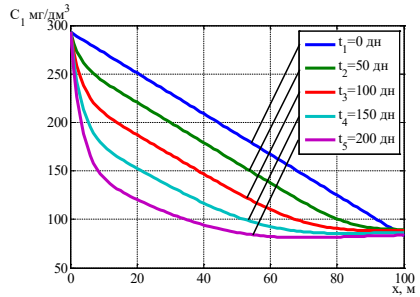
Рис. 3.14. Скріншот програмного коду файлу bio2\_main.m

Наведемо результати чисельного експерименту при  $Q = 7.2 \text{ м}^3 / \text{год}$ ,  $V = 1000 \text{ м}^3$ ,  $k_i = 10$ ,  $w_B = 0,0736$ ,  $v_1 = 0.26 \text{ м} / \text{год}$ ,  $v_B = 0.092 \text{ м} / \text{год}$ ,  $v_K = 0.053 \text{ м} / \text{год}$ ,  $v_T = 0.53 \text{ м} / \text{год}$ ,  $D_t = D_{C_i} = 1$ ,  $D_B = D_K = 0.8$ ,  $\theta_1 = 10^{-4}$ ,  $\theta_2 = 10^{-3}$ ,  $\theta_3 = 1.2 \cdot 10^{-3}$ ,  $\theta_4 = 0.8 \cdot 10^{-3}$ ,  $\theta_5 = 1.1 \cdot 10^{-4}$ ,  $\theta_6 = 1.6 \cdot 10^{-4}$ ,  $\theta_7 = 1.4 \cdot 10^{-5}$ ,  $\theta_8 = 1.3 \cdot 10^{-5}$ ,  $\theta_{11} = 1.5 \cdot 10^{-4}$ ,  $c_v = 4.2 \text{ Дж} / \text{кг} \cdot \text{К}$ ,  $\rho_v = 1000 \text{ кг} / \text{м}^3$ ,  $l = 100 \text{ м}$ ,  $h = 2 \text{ м}$ ,  $b = 5 \text{ м}$ ,  $t_{vx} = 14 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $\beta = 0.025$ ,  $\lambda_p = 0.02 \cdot 10^6 \text{ Вт} / \text{м} \cdot \text{К}$ ,  $t_{tep} = 70 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $\lambda_{st} = 46.5 \text{ Вт} / \text{м} \cdot \text{К}$ ,  $t_z = -0,0003 \cdot t^2 + 0.2171 \cdot t + 6.8993$ ,  $\mu = 0.02 \text{ м}$ ,  $t_{zd} = 7 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $a = 135 \text{ Вт} / \text{м}^2 \cdot \text{К}$ ,  $\varepsilon = 0.01$  (рис. 3.15 – рис. 3.25).



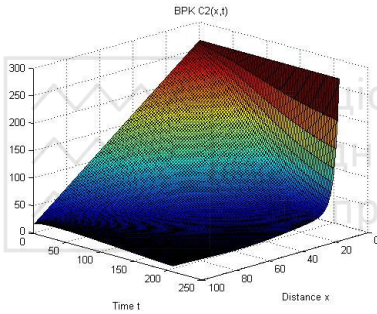


а)

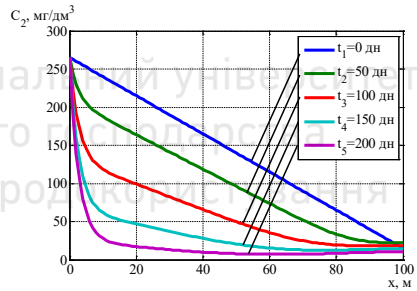


б)

Рис. 3.15. Розподіл зміни концентрації ХПК: а) по всій довжині фільтра з часом; б) по довжині фільтра в різні моменти часу

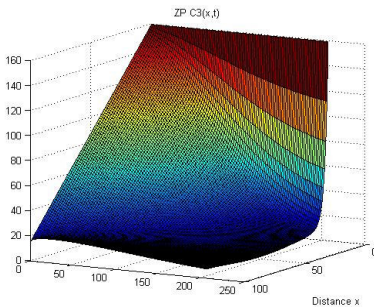


а)

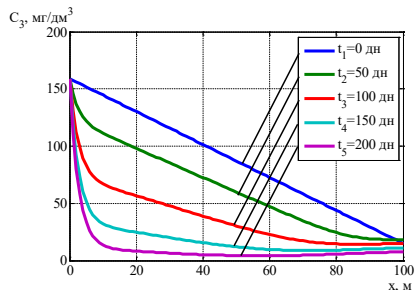


б)

Рис. 3.16. Розподіл зміни концентрації БПК: а) по всій довжині фільтра з часом; б) по довжині фільтра в різні моменти часу

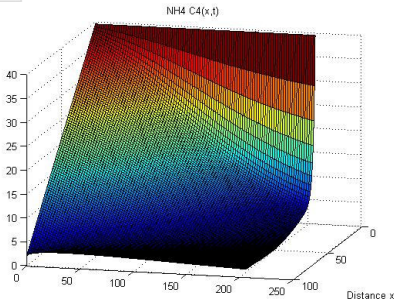


а)

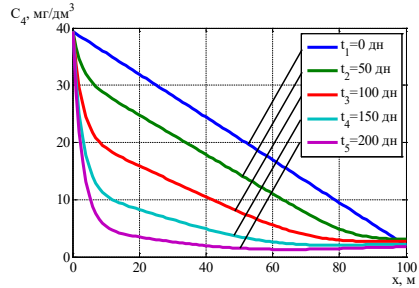


б)

Рис. 3.17. Розподіл зміни концентрації ЗР: а) по всій довжині фільтра з часом; б) по довжині фільтра в різні моменти часу

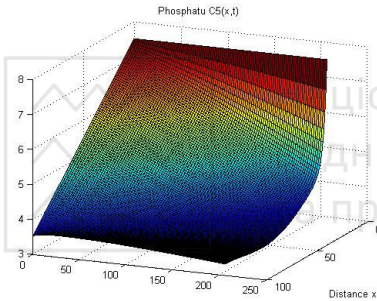


а)

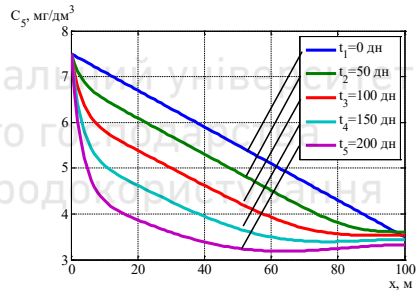


б)

Рис. 3.18. Розподіл зміни концентрації NH4: а) по всій довжині фільтра з часом; б) по довжині фільтра в різні моменти часу

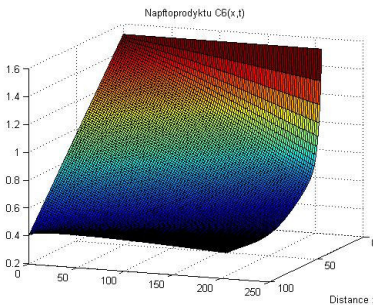


а)

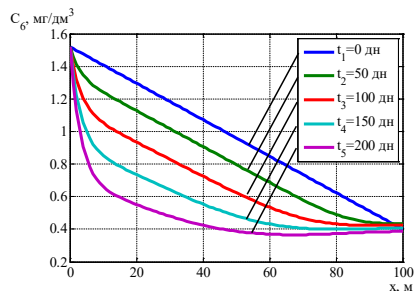


б)

Рис. 3.19. Розподіл зміни концентрації фосфатів: а) по всій довжині фільтра з часом; б) по довжині фільтра в різні моменти часу

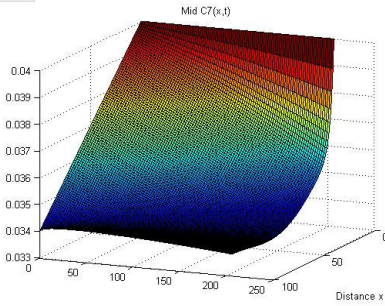


а)

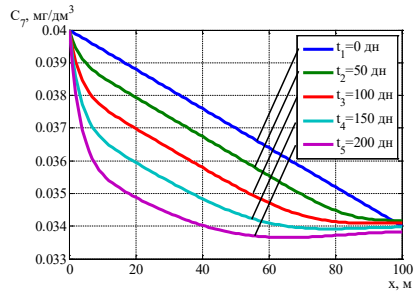


б)

Рис. 3.20. Розподіл зміни концентрації нафтопродуктів: а) по всій довжині фільтра з часом; б) по довжині фільтра в різні моменти часу

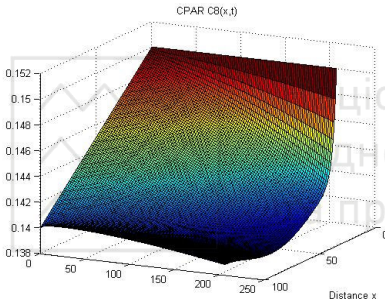


а)

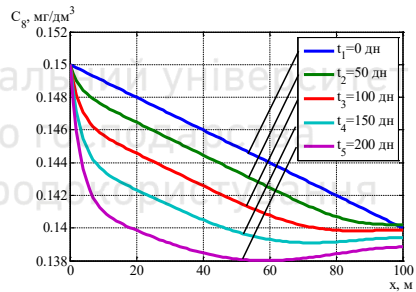


б)

Рис. 3.21. Розподіл зміни концентрації міді: а) по всій довжині фільтра з часом; б) по довжині фільтра в різні моменти часу

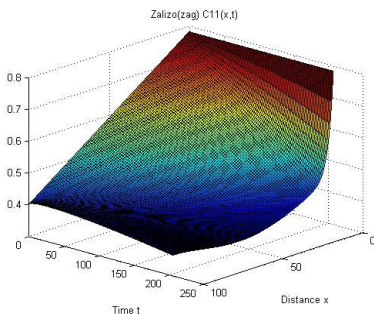


а)

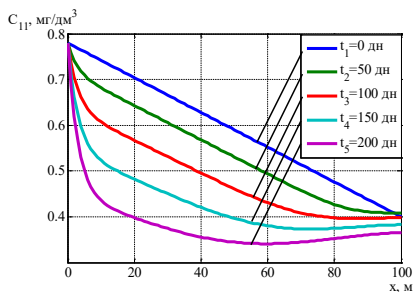


б)

Рис. 3.22. Розподіл зміни концентрації СПАР: а) по всій довжині фільтра з часом; б) по довжині фільтра в різні моменти часу



а)



б)

Рис. 3.23. Розподіл зміни концентрації заліза(загального): а) по всій довжині фільтра з часом; б) по довжині фільтра в різні моменти часу

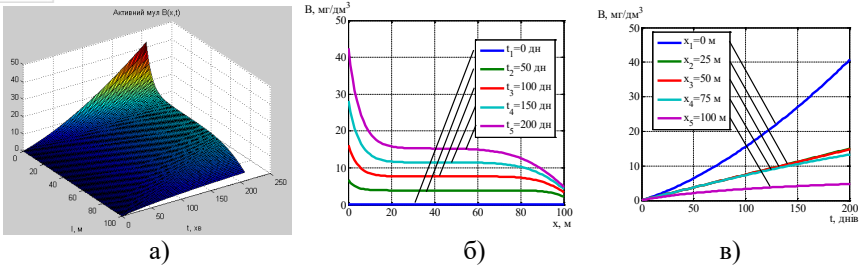


Рис. 3.24. Розподіл зміни концентрації активного мулу: а) по всій довжині фільтра з часом; б) по довжині фільтра в різні моменти часу; в) з часом в різних точках фільтра;

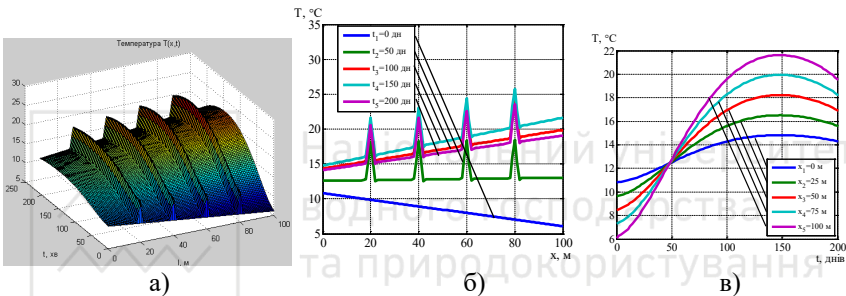


Рис. 3.25. Розподіл зміни температури: а) по всій довжині фільтра з часом; б) по довжині фільтра в різні моменти часу; в) з часом в різних точках фільтра;

Отримані результати комп'ютерного експерименту відображають характер динаміки функцій: а) в просторі з часом по кожній точці довжини фільтра; б) по довжині фільтра в моменти часу  $t_1=0$ ,  $t_2=50$ ,  $t_3=100$ ,  $t_4=150$ ,  $t_5=200$  днів; в) з часом в точках фільтра  $x_1=0$ ,  $x_2=25$ ,  $x_3=50$ ,  $x_4=75$ ,  $x_5=100$  м. Як видно з рис. 3.15 – 3.23 бактерії поглинають забруднення найактивніше на початку фільтра і ефективність поглинання для кожної концентрації забруднення різна. З часом в залежності від температури води концентрація домішок на виході фільтра змінюється. Це свідчить про те, що температура води впливає на ефективність поглинання забруднень бактеріями.



З рис. 3.24 видно, що найактивніше бактерії розмножуються на початку фільтра. Наявність постійної високої концентрації забруднення, кисню та постійної температури вхідної води сприяють розвитку активного мулу. Проте на виході з фільтра помітно тенденцію до повільнішого розмноження.

На зміну температури води впливає багато факторів, проте підведення тепла за рахунок теплоносія збільшує температуру води лише на 6 градусів, як видно на рис. 3.25(б). Це обумовлено тим, що передача тепла від нагрітого повітря до води відбувається повільно і час за який нагріте повітря проходить від точки підведення до поверхні реактора дуже малий, а також мала площа взаємодії. Значно більший вплив на нагрів чи охолодження води вносить температура навколишнього середовища, оскільки площі взаємодії на поверхні і через бічні стіни реактора значно більші за площу взаємодії з теплоносієм. Також фактором впливу є швидкість руху води, бо при взаємодії з навколишнім середовищем спостерігається ламінарний режим руху води, а при взаємодії з теплоносієм виникають турбулентності, що також впливає на ефективність теплопереносу. Одним з впливових чинників також є температура вхідної води.

Для підтвердження адекватності запропонованої математичної моделі використано експериментальні дані з [96]. Як видно з табл. 3.1, авторами було проведено 5 експериментів в ході яких проводилися вимірювання концентрації азоту загального, органічного та амонійного на вході в очисну споруду та на виході через певний час. Використавши дані про установку та концентрації вхідного забруднення було проведено розрахунок концентрації відповідного азоту на виході зі споруди та наведено в табл. 3.1.

Таблиця 3.1. Порівняльна характеристика натурального та комп'ютерного експерименту

Показник		№ досліду				
		1	2	3	4	5
Концентрація на вході в споруду	$N_{\text{заг}}^{\text{поч}}$	5.76	11.66	15.89	30.73	41.23
	$N_{\text{орг}}^{\text{поч}}$	0.4	0.69	1.04	2.38	3.58
	$N_{\text{NH}_3}^{\text{поч}}$	1.86	3.85	4.98	10	12.67
Концентрація на виході зі споруди (експеримент)	$N_{\text{заг}}^{\text{кін}}$	4.66	9.46	13.09	25.53	34.63
	$N_{\text{орг}}^{\text{кін}}$	0.17	0.3	0.52	1.31	2.08
	$N_{\text{NH}_3}^{\text{кін}}$	0.1	0.4	0.62	1.4	1.8
Концентрація на виході зі споруди (розрахунок)	$N_{\text{заг}}$	4.663	9.4633	13.094	25.527	34.636
	Час, год	13.663	13.366	11.584	10.693	9.504
	$N_{\text{орг}}$	0.174	0.3013	0.5262	1.306	2.075
	Час, год	24.356	25.247	22.277	20.198	18.712
	$N_{\text{NH}_3}$	0.098	0.3889	0.618	1.409	1.831
Відносна похибка, %	Час, год	24.059	20.792	20.495	24.356	20.495
	$N_{\text{заг}}$	0.075	0.0348	0.031	0.009	0.019
	$N_{\text{орг}}$	2.529	0.4333	1.192	0.305	0.225
	$N_{\text{NH}_3}$	1.4	2.775	0.258	0.707	1.727

Як видно з табл. 3.1 для всіх експериментів відносна похибка отриманих результатів не перевищує 3%, що свідчить про достовірність розробленої моделі аеробного очищення технологічних вод.

### 3.3. Розробка системи автоматизації очистки технологічних вод при контролі концентрацію кисню

При очищенні технологічних вод виконують чотири основні операції:

1. При первинній переробці відбувається усереднення і освітлення технологічних вод від механічних домішок (усереднювачі, пісколовки, решітки, відстійники).

2. На другому етапі відбувається руйнування розчинених органічних речовин за участю аеробних мікроорганізмів. Утворений мул, що складається головним чином з мікробних клітин, або віддаляється, або перекачується в реактор. При





технології, що використовує активний мул, частина його повертається в аераційний тенк.

3. Етап доочищення на якому для переробки мулу, що утворюється на першому і другому етапах, зазвичай використовується процес анаеробного розкладання. При цьому зменшується обсяг осаду і кількість патогенів, усувається запах і утворюється цінне органічне паливо - метан.

Одноступінчата технологічна схема очищення технологічної води представлена на рис. 3.7, де 1- пісколовки; 2 - первинні відстійники; 3 - аеротенк; 4 - вторинні відстійники; 5 - біологічні ставки; 6 - освітлювач; 7 - реагентна обробка; 8 - метатенк; АМ - активний мул.

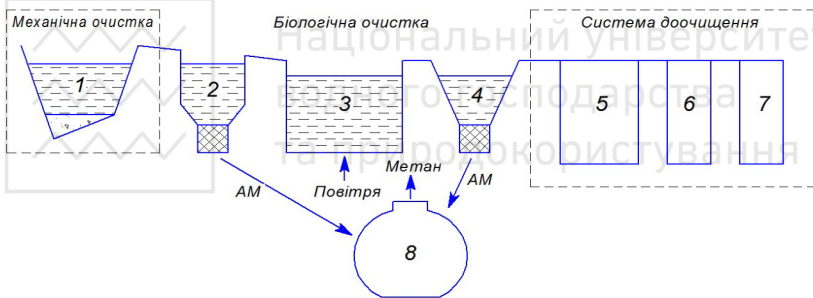


Рис. 3.26. Принципова схема очисних споруд

Біологічне очищення води відбувається в аеротенках. Аеротенк є відкрита залізобетонна споруда, через яку проходить технологічна вода, що містить органічні забруднення і активний мул. Суспензія мулу в технологічній воді протягом усього часу перебування в аеротенках піддається аерації повітрям. Інтенсивна аерація суспензії активного мулу киснем призводить до відновлення його здатності сорбувати органічні домішки.

В основі біологічної очистки води лежить діяльність активного мулу (АМ) або біоплівки, що формується на кожному конкретному виробництві в залежності від складу

технологічних вод і вибраного режиму очищення. Активний мул являє собою темно-коричневі пластівці, розміром до декількох сотень мікрометрів. На 70% він складається з живих організмів і на 30% - з твердих частинок неорганічної природи.

Істотна роль у створенні і функціонуванні активного мулу належить найпростішим. Функції найпростіших досить різноманітні; вони самі не беруть безпосередньої участі в споживанні органічних речовин, але регулюють віковий і видовий склад мікроорганізмів в активному мулі, підтримуючи його на певному рівні. Поглинаючи велику кількість бактерій, найпростіші сприяють виходу бактеріальних екзоферментів, що концентруються в слизовій оболонці і тим самим беруть участь в деструкції забруднень.

Збільшення концентрації мулу в технологічній воді призводить до зростання швидкості очищення, але вимагає посилення аерації, для підтримки концентрації кисню на необхідному рівні. Інтенсифікувати процеси біологічної очистки можна шляхом аерації суспензії активного мулу чистим киснем. Цей процес можна здійснити в модифікованих аеротенках закритого типу - окситенках, з примусовою аерацією технологічної води. На відміну від аеротенків в біофільтрах клітини мікроорганізмів знаходяться в нерухомому стані, так як прикріплені до поверхні пористого носія. Вода, що очищається контактує з нерухомим носієм, на якому є іммобілізовані клітини і за рахунок їх життєдіяльності відбувається зниження концентрації забруднювача. Для цього ми використаємо результати моделювання, які представлено на рис. 3.5. Очевидно, що контроль концентрації кисню дозволить підтримувати достатню кількість активного мулу, який активно виконуватиме функції очистки технологічних вод.

При постійному контролі й управлінні автоматично вимірюються рівні піску в пісколовках і сирого осаду в





первинних відстійниках, концентрація і швидкість споживання кисню в ємностях, рівень мулу у вторинних відстійниках.

Запропонована у даному проєкті система автоматизації процесу біологічного очищення води забезпечує збір та обробку даних про рівень активного мулу у первинному та вторинному відстійниках, концентрацію розчиненого кисню в аеротенці, що дозволяє забезпечити допустимий рівень домішок у технологічних водах. У результаті це дозволить повністю виконати екологічні норми, щодо скидання відпрацьованих технологічних вод, підвищити якість роботи системи очищення, зменшити кількість робочого персоналу.

Для забезпечення допустимої концентрації домішок у технологічних водах використовується система, до складу якої входять пісколовка, первинний відстійник, аеротенк, вторинний відстійник, метатенк, датчик рівня активного мулу, датчик концентрації розчиненого кисню у воді, давач рівня піску, програмованого логічного контролера S7-300, 3 регулюючі клапани, частотно керований компресор.

Дана система має 4 контури регулювання, які забезпечують на відповідному рівні такі технологічні параметри:

1. Рівень грубодисперсних домішок в пісколовці.
2. Рівень сирого осаду в первинному відстійнику.
3. Концентрація кисню а аеротенці.
4. Рівень активного мулу у вторинному відстійнику.

Також контролює такі технологічні параметри:

1. Витрата забрудненої води.
2. Аварійний рівень води у пісколовці, аераторі, первинному та вторинному відстійниках.

З метою виявлення відхилень у технологічному процесі і у випадку відхилення критичних параметрів здійснити повідомлення оператора для його втручання шляхом включення сирени.

Для реалізації даного проекту використовуючи середовище програмування Simatic Step7 налаштовано апаратну частину обладнання, описано символічними іменами входи та виходи контролера, написано програму керування процесом. Першим етапом є налаштування апаратного забезпечення контролера, як показано на рис. 3.27.

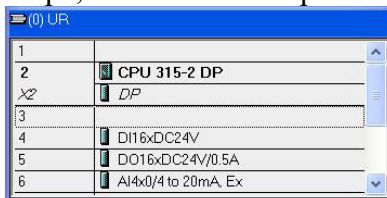


Рис. 3.27. Апаратна конфігурація контролера S7-300

Всі входи, виходи, мітки з їх символічними, апаратними іменами представлено в символній таблиці для читабельності проекту.

Stat	Symbol	Address	Data type	Comment
1	HL_piskolovka	I 0.0	BOOL	Переповнення_води_пiсколовка
2	HL_perv_vidst	I 0.1	BOOL	Переповнення_води_первинний_вiдстiйник
3	HL_vtor_vidst	I 0.2	BOOL	Переповнення_води_вторинний_вiдстiйник
4	HL_aerotenk	I 0.3	BOOL	Переповнення_води_аеротенк
5	HL_pisok	I 0.4	BOOL	Датчик_рiвня_пiску_в_пiсколовцi
6	Logical true	M 0.1	BOOL	Логiчна "1"
7	Logical false	M 0.2	BOOL	Логiчний "0"
8	Avtom_reshum	M 0.3	BOOL	Автоматичний_режим
9	Pychnui_resh...	M 0.4	BOOL	Ручний_режим
1	Start_chastot...	M 8.0	BOOL	Команда_включення_частотника
1	klap_1_visual	M 100.0	BOOL	Клапан_1_вiзуалiзацiя
1	klap_2_visual	M 100.1	BOOL	Клапан_2_вiзуалiзацiя
1	klap_3_visual	M 100.3	BOOL	Клапан_3_вiзуалiзацiя
1	Chastotnik_vl...	M 100.4	BOOL	Частотник_вiзуалiзацiя
1	Peredacha_z...	M 200.0	BOOL	Передача_завдання_на_ЧП
1	Level_osad	MD 10	REAL	Рiвень_осаду_у_первинному_вiдстiйнику
1	Level_myl	MD 14	REAL	Рiвень_активного_мyлу_у_вторинному_вiдстiйнику
1	Vutrara_vodu	MD 18	REAL	Витрата_стiчної_води_на_обробку
1	Concncr_kus...	MD 22	REAL	Концентрацiя_розчиненого_кисню_в_аеротенцi
2	K_mashtab	MD 26	REAL	Коефiцiєнт_змiнення_в_залежностi_вiд_витрати
2	Zavd_Zavstot...	MD 30	REAL	Швидкiсть_обертання_компресора_через_ЧП
2	Real_Zavd_C...	MD 34	REAL	Швидкiсть_обертання_до_ЧП
2	HandZavd_C...	MD 38	REAL	Швидкiсть_обертання_ЧП_ручний_режим
2	max_level_os...	MD 50	REAL	Максимальний_рiвень_осаду_у_первинному_вiдстiйнику
2	min_level_osad	MD 54	REAL	Мiнимальний_рiвень_осаду_у_первинному_вiдстiйнику
2	max_level_mul	MD 58	REAL	Максимальний_рiвень_осаду_у_вторинному_вiдстiйнику
2	min_level_mul	MD 62	REAL	Мiнимальний_рiвень_осаду_у_вторинному_вiдстiйнику
2	max_level_k...	MD 66	REAL	Максимальна_концентрацiя_кисню_у_аеротенцi
2	min_level_ku...	MD 70	REAL	Мiнимальна_концентрацiя_кисню_у_аеротенцi
3	klap_1	Q 8.0	BOOL	Клапан_1_вiдведення_пiску
3	klap_2	Q 8.1	BOOL	Клапан_2_вiдведення_осаду
3	klap_3	Q 8.2	BOOL	Клапан_3_вiдведення_активного_мyлу
3	nasos_meresh	Q 8.3	BOOL	Мережний_насос
3	Surena	Q 8.4	BOOL	Сирена

Рис. 3.28. Символьна таблиця контролера

Більшу частину програми керування роботою системи написано на одній із стандартних мов програмування - драбинкових діаграм. Оскільки програма для керування не



має великого об'єму, використано один організаційний блок для розробки, як показано на рис. 3.29.

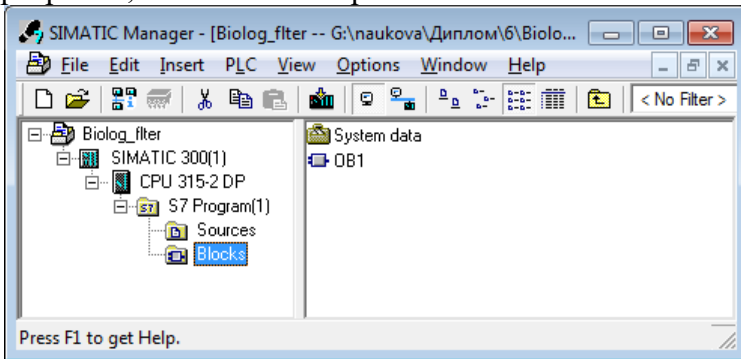


Рис. 3.29. Список підпрограм для керування процесом

Для забезпечення відведення піску з пісколовки використовується Network 2 організаційного блока OB1, який передбачає керування клапаном в автоматичному і ручному режимах. Якщо система працює в автоматичному режимі при спрацюванні дискретного давача наявності піску запускається таймер T1, вихід якого встановлений протягом часу, який визначає технолог і тримає клапан відкритим, що призводить до відведення піску. В ручному режимі роботи системи клапан відкривається і закривається лише по команді оператора з візуалізації.

Network 2 : Title:

Comment:

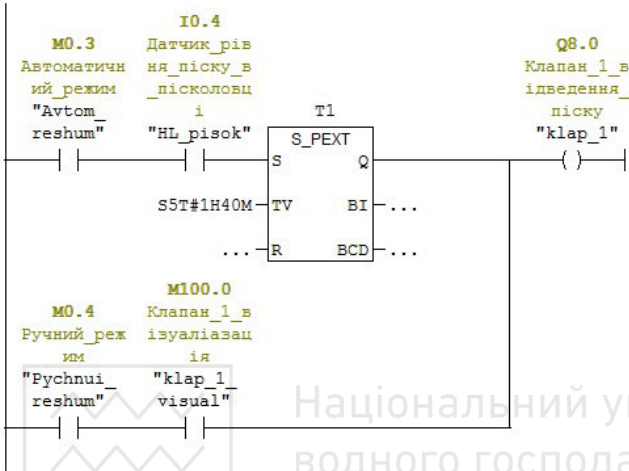


Рис. 3.30. Підпрограма для відведення піску в пісколовці

Керування рівнем осаду відбувається шляхом включення чи виключення відповідного клапану. Програма спочатку зчитує аналоговий сигнал з датчика, попередньо перетворивши уніфікований сигнал в рівень осаду у первинному відстійнику. В автоматичному режимі отримане значення порівнюється з максимальним рівнем осаду у відстійнику, що задається на візуалізації і при позитивному результаті відбувається включення клапана відведення осаду і він залишається відкритим до тієї пори, поки рівень осаду не впаде нижче мінімального значення, яке також задається в налаштуваннях. Керування в ручному режимі відбувається лише за діями оператора з візуалізації.

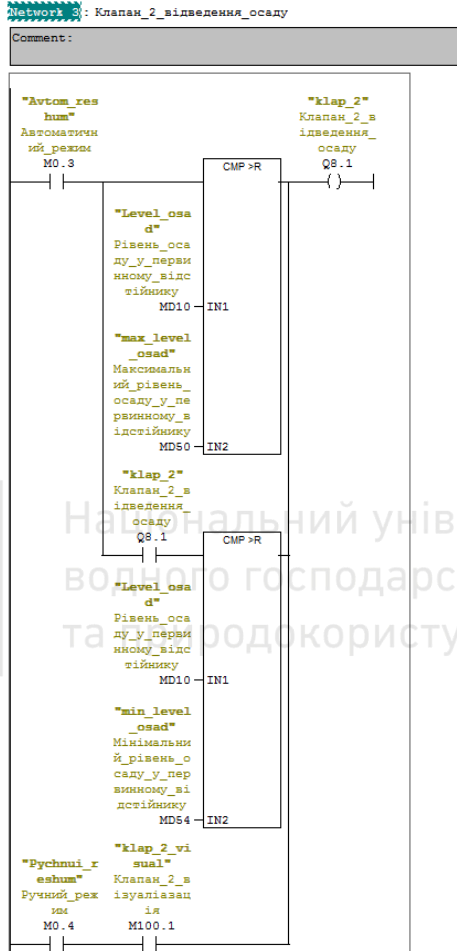


Рис. 3.31. Підпрограма для керування рівнем осаду у первинному відстійнику

Регулювання рівня активного мулу у вторинному відстійнику відбувається аналогічно, як регулювання рівня осаду у первинному відстійнику, тільки використовується сигнал з іншого датчика рівня активного мулу і згідно технологічного режиму є іншими налаштування допустимих меж активного мулу.

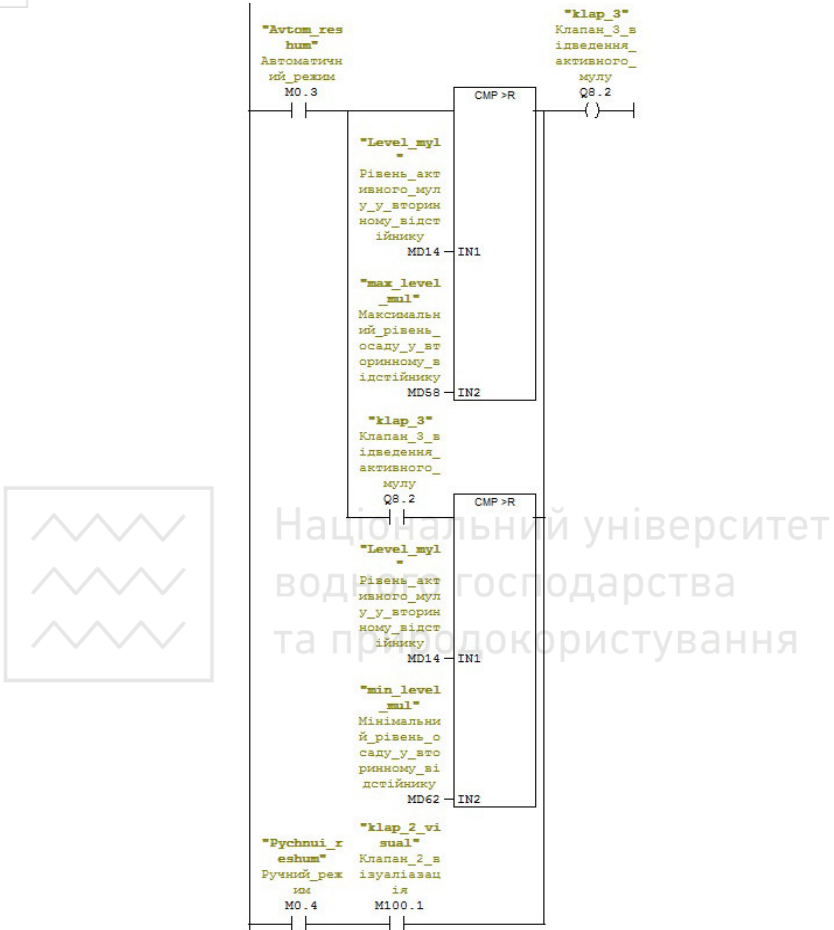


Рис. 3.32. Підпрограма для керування рівнем активного мулу у вторинному відстійнику

Підпрограма забезпечення концентрації розчиненого кисню у воді є дещо складнішою, оскільки вона складається з 2 підпрограм, одна з яких виробляє сигнал на включення частотного перетворювача і аналогічна попереднім, як видно на рис. 3.33 та підпрограми для завдання на ЧП.



Рис. 3.33. Підпрограма для регулювання концентрації розчиненого кисню в аеротенці

Із збільшення витрати технологічної води збільшується концентрація домішок, яку необхідно вилучити, саме тому збільшується подача кисню пропорційно витраті. Таким чином відбувається формування завдання швидкості частотного перетворювача в автоматичному режимі. В

ручному ж режимі частотний перетворювач обертає компресор з швидкістю, що визначає оператор на персональному комп'ютері.

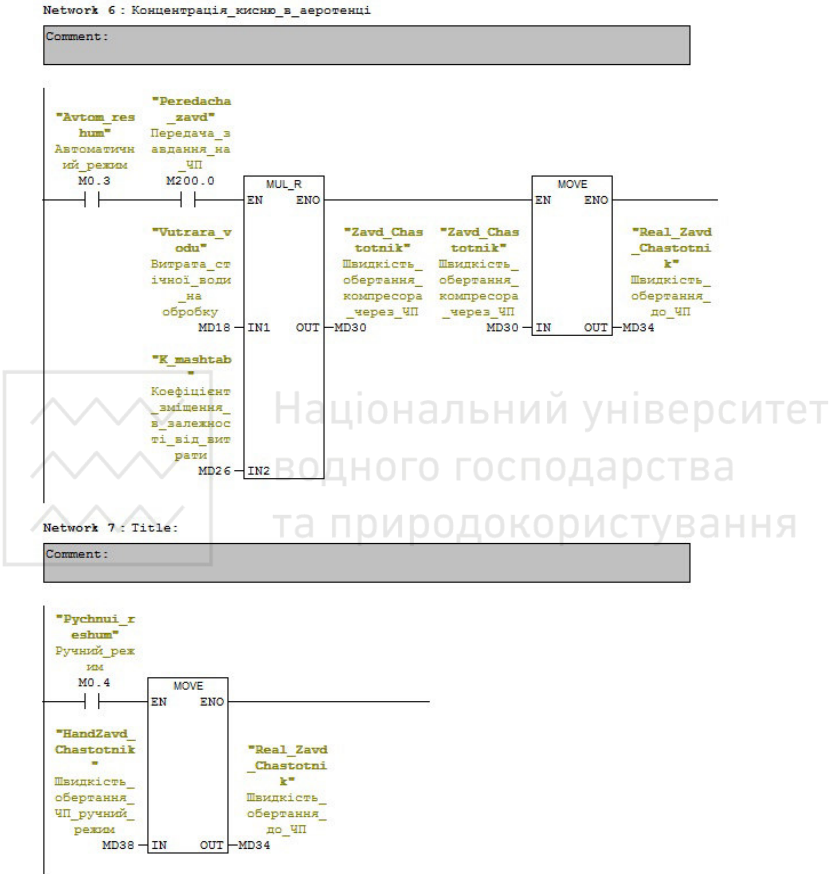


Рис. 3.34. Підпрограма для формування завдання швидкості частотного перетворювача

Для уникнення ситуації, коли технологічна вода піднімається вище деякого аварійного рівня в усіх ємностях використовується по дискретному давачу рівня, кожен з яких при спрацюванні включатиме сирену і повідомлятиме оператору про неполадки на лінії





Network 1): Title:

Comment:



Національний університет  
водного господарства  
та природокористування

Рис. 3.35. Підпрограма для включення сирени при переповненні ємностей

В графічній частині проекту було створено 3 графічні екрани на яких здійснюється автоматичне і ручне керування процесом, відображення помилок в роботі відповідних пристроїв, а також відображення головних інформативних параметрів технологічного процесу таких, як: витрата технологічної води, рівень осаду в первинному відстійнику, концентрація розчиненого кисню в аеротенці, рівень активного мулу у вторинному відстійнику, підсвічування відповідним кольором спрацювання задіяних елементів автоматики.

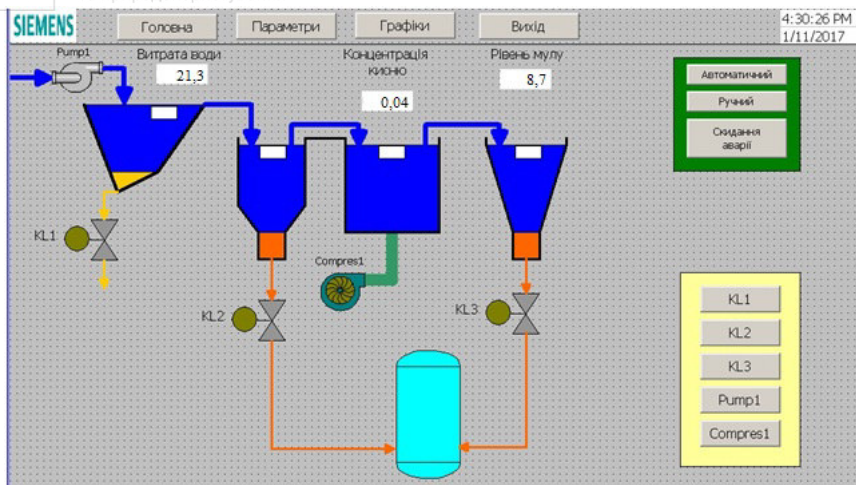


Рис. 3.36. Графічне вікно «Головна» для відображення ходу технологічного процесу

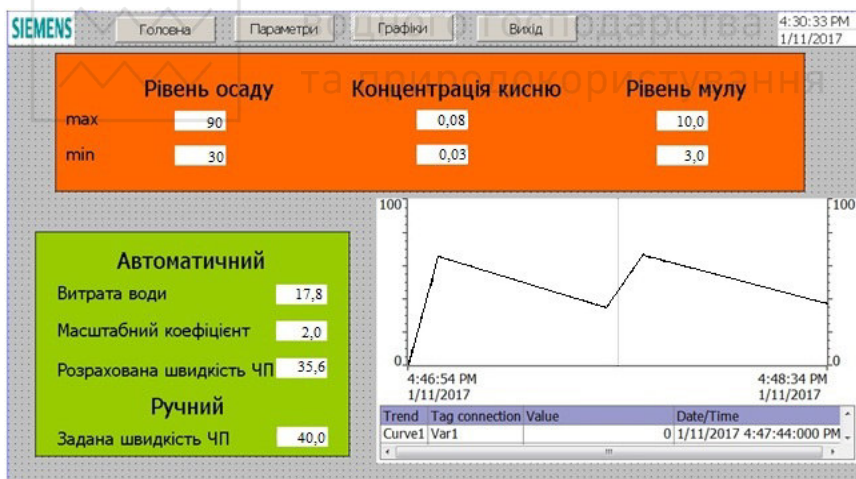


Рис. 3.37. Графічне вікно «Параметри» для налаштування параметрів процесу

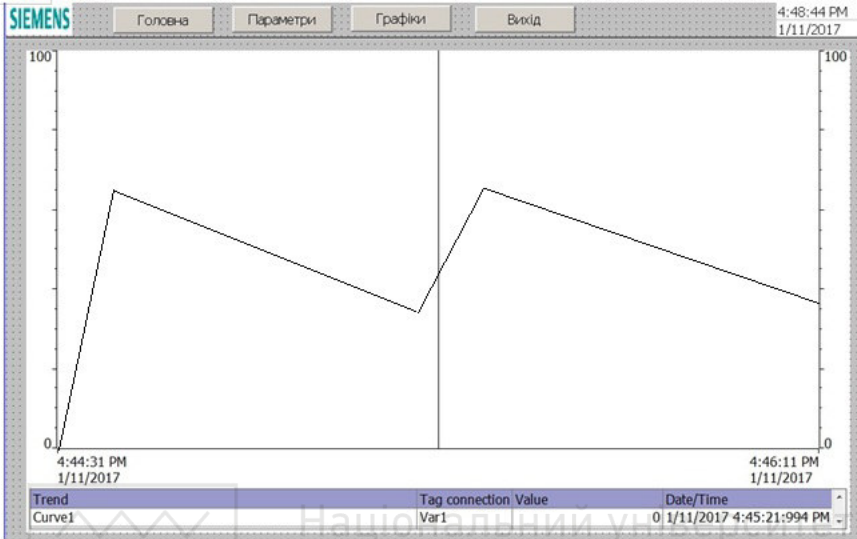
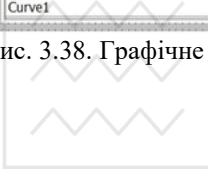


Рис. 3.38. Графічне вікно «Графіки» для перегляду архівованих даних про зміни в протіканні процесу





## РОЗДІЛ 4. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ ЕЛЕКТРОКОАГУЛЯЦІЇ

В даному розділі розглянуто питання розробки математичної моделі очистки технологічних вод в електрокоагуляторі, а також вироблення коагулянту. Також проведено дослідження моделей шляхом зміни вхідних параметрів таких, як: вхідна концентрація забруднення, величина струму між катодом та анодом та інші. Розроблено відповідні системи автоматизації з регулюванням величиною струму між пластинами.

### 4.1. Очистка технологічних вод методом електрокоагуляції

Для дослідження використаємо модельну задачу процесу очищення технологічних вод від забруднення запропонованому в [114, 172, 178]. Особливостями такої постановки проблеми є те, що в системі рівнянь (4.1) враховано процеси, що проходять в реакторі, як сукупність взаємодії різних факторів в залежності від: концентрації завислих речовин у воді, прикладеної величини струму, швидкості потоку та температур рідини, зовнішнього середовища, води в реакторі, конструктивних параметрів коагулятора.

$$\begin{cases} \frac{dC}{dt} = \frac{L}{V} (C_{in} - C) - (a_0 + a_1 T + a_2 C + a_3 I); \\ \frac{dT}{dt} = \frac{(a_0 + a_1 T + a_2 C + a_3 I) V H_E}{KS} - (T - T_z) - \frac{c_w \zeta L (T - T_{in})}{KS}. \end{cases} \quad (4.1)$$

$$C(0) = C_0, t(0) = t_0, \quad (4.2)$$

де  $a_0 \dots a_3$  – емпіричні коефіцієнти,  $S$  – площа поверхні робочої зони апарата,  $L$  – об’ємні витрати рідини,  $V$  – об’єм робочої



зони електролізера,  $c_w$  – питома теплоємність рідини,  $\zeta$  – густина води,  $K$  – коефіцієнт тепловіддачі,  $H_E$  – тепловий ефект процесу (реакції електрокоагуляції).

Для моделювання роботи системи рівнянь (4.1) за початкових і граничних умов (4.2) використовуємо додаток Simulink програмного середовища Matlab, який дає можливість будувати графічні блок-діаграми, імітувати динамічні системи, досліджувати працездатність систем і вдосконалювати проекти [131].

Розв’язок системи (4.1) за умов (4.2) знайдено в пакеті Simulink (рис.4.1). До вхідних параметрів даної моделі відносяться: концентрація забруднення на вході в електролізер, об’ємна витрата рідини, об’єм робочої зони реактора, прикладена величина струму, тепловий ефект реакції електрокоагуляції, коефіцієнт тепловіддачі коагулятора, площа поверхні робочої зони апарата, температури зовнішнього середовища та вхідної рідини, стала часу нагрівання, питома теплоємність та густина рідини, а вихідним параметром буде концентрація забруднення цільового компонента на виході з реактора.

Для дослідження впливу зміни величини струму на якість очищення технологічних вод розроблено модель, яка складається з 3 реакторів в яких всі вхідні дані є спільними крім густини струму. Для кращої наочності отриманих результатів всі графіки побудовані в одній координатній площині.

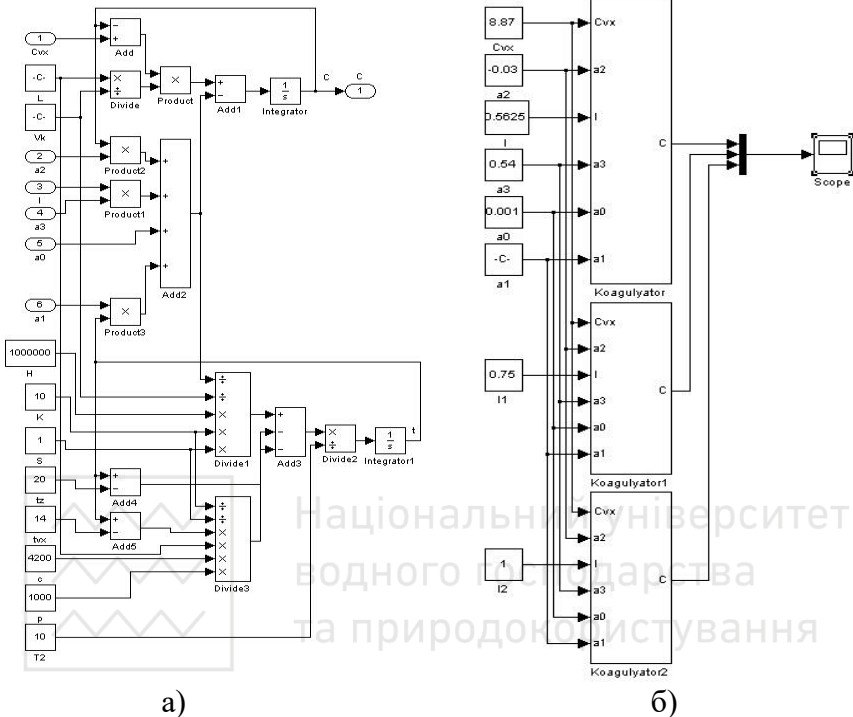


Рис. 4.1. Simulink модель роботи електрокоагулятора а) та Simulink модель дослідження впливу величини струму на концентрацію забруднення цільового компоненту на виході з реактора б)

Шляхом комп'ютерного моделювання за наведеними вхідними даними [120, 121]:  $C_{in}|_{t=0} = 8.87 \text{ мг/дм}^3$ ,  $T|_{t=0} = 18^\circ\text{C}$ ,  $L = 0.006 \text{ м}^3/\text{с}$ ,  $V = 0.03125 \text{ м}^3$ ,  $H_E = 1 \text{ МДж/г}\cdot\text{с}$ ,  $K = 10 \text{ Вт/м}^2\cdot\text{}^\circ\text{C}$ ,  $S = 1 \text{ м}^2$ ,  $T_z = 20^\circ\text{C}$ ,  $T_{in} = 14^\circ\text{C}$ ,  $c = 4200 \text{ Дж/кг}\cdot\text{}^\circ\text{C}$ ,  $\zeta = 1000 \text{ кг/м}^3$ ,  $T_2 = 10$ ,  $a_0 = 0.001$ ,  $a_1 = 0.000007$ ,  $a_2 = -0.03$ ,  $a_3 = 0.54$  - отримали такі результати (рис. 4.2) :

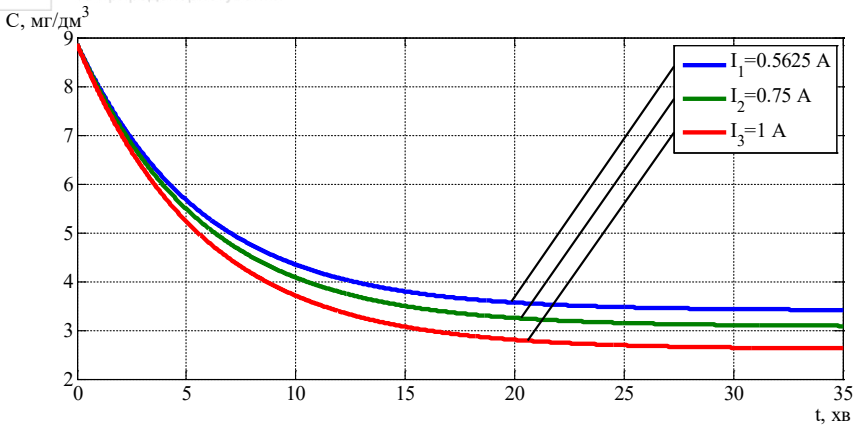


Рис. 4.2. Зміна концентрації забруднення іонами нікелю на виході з коагулятора з часом при величині струму  $I_1 = 0.5625$  A - крива 3,

$I_2 = 0.75$  A - крива 2,  $I_3 = 1$  A - крива 1

На рис. 4.2 показано, що в початковий момент часу на всіх моделях однакові значення вхідної концентрації цільового компоненту. Проте з часом в залежності від густини струму чітко видно, що якість очищення технологічних вод краща там де більша величина струму. По суті, отримана модель дозволяє з оптимальними параметрами розрахувати при якій величині прикладеної величини струму будуть забезпечуватися задані показники концентрації цільового компоненту, що відповідають встановленим екологічним нормам. Також отримана модель дозволяє дослідити динаміку зміни вихідної концентрації забруднення не тільки при сталих вхідних параметрах, а й при змінних, як в реальних системах.

Для підтвердження адекватності моделі використаємо експериментальні дані з [128], що представлені в таблиці 4.1. Використавши стандартні засоби побудови графіків Matlab розмістимо результати моделювання з даними експерименту за однакових вихідних даних і порівняємо.



Таблиця 4.1 Експериментальні дані

Час, хв	Густина струму $i$ , А/м <sup>2</sup>		
	9	12	16
	Величина струму модельного електролізера, А		
	0.5625	0.75	1
Концентрація іонів нікелю, мг/дм <sup>3</sup>			
0	8.87	8.87	8.87
5	6.23	5.9	5.24
10	4.22	5.4	4.71
15	3.84	5.33	4.67
20	3.29	3.81	4.64
25	3.06	3.69	3.27
30	2.81	3.43	3.1
35	2.67	3.17	3.03

Використавши експериментальні дані з таблиці 4.1 та результати моделювання системи при різній величині струму з допомогою стандартних засобів Matlab побудували отримані результати на сітці дослідних даних для наочності відображення точності моделі.

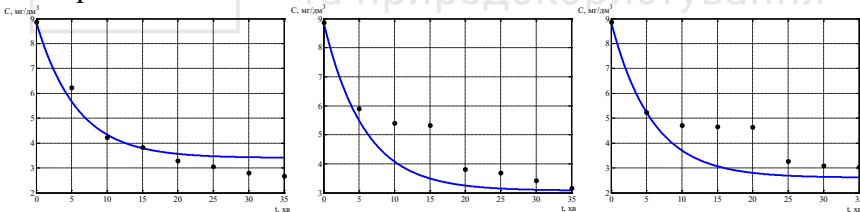


Рис. 4.3. Зміна концентрації забруднення від часу при густині струму  $i = 9 \text{ A/m}^2$  - а),  $i = 12 \text{ A/m}^2$  - б) та  $i = 16 \text{ A/m}^2$  - в)

Представлені результати експериментів (табл. 1) і моделювання на рис. 4.3 свідчать про те, що отримана модель адекватно описує зміни, що проходять в реакторі. Відхилення, які найбільш видно на рис. 4.3(в) зумовлені розбіжністю і неточністю проведення експерименту, проте відмінно вказують характер і порядок зміни вихідної величини.





## 4.2. Дослідження процесу отримання коагулянту для очистки технологічних вод

Для отримання коагулянту під час освітлення та знебарвлення промислових технологічних вод, узагальнимо розроблену в [142] математичну модель з урахуванням міркувань [140, 165, 173-181]. Таким чином, для знаходження розподілів концентрації коагулянту  $C$  та температури  $T$  в електрокоагуляторі прийдемо до наступної модельної задачі:

$$\begin{cases} \frac{\partial C}{\partial t} = -v_C \nabla C + \nabla (D_C(T) \nabla C) + f_C(T) C + \Phi, \\ \frac{\partial T}{\partial t} = -v_T \nabla T + D_T \Delta T + \Psi, \end{cases} \quad (4.3)$$

$$C(x, 0) = C_0(x), T(x, 0) = T_0(x),$$

$$C(0, t) = C^0(t), T(0, t) = T^0(t), \left. \frac{\partial C}{\partial x} \right|_{x=l} = 0, \left. \frac{\partial T}{\partial x} \right|_{x=l} = 0, \quad (4.4)$$

де  $D_T$  – коефіцієнти дифузії (м<sup>2</sup>/с),  $q_T$  – інтенсивність внутрішніх джерел теплоти,  $v_C$  – швидкість поширення коагулянту (м/с),  $v_T$  – швидкість поширення температури (м/с),  $c_T$  – теплоємність (Дж/кг),  $\rho$  – густина (кг/м<sup>3</sup>)  $L$  – довжина коагулятора (м),  $H$  – висота коагулятора (м),  $B$  – ширина коагулятора (м). Під час електрокоагуляції відбувається нагрівання розчину електроліту. Кількість теплоти  $\Psi = \frac{q_T}{c_T \rho}$ , яка при цьому виділяється, пропорційна

величині струму, часу його проходження і падінню напруги  $q_T = I \cdot U \cdot t$ ,  $U$  – прикладена напруга (В),  $I$  – величина струму

(А),  $f_C(T) = \eta \frac{3R_g T I}{8F d_b A_s P}$  – функція, яка враховує флотаційну



складову процесу [144],  $R_g$  – газова константа (Дж/(мольК)),  $d_b$  – діаметр бульбашок (м),  $P$  – це атмосферний тиск (Па),  $A_s$  – площа поперечного перерізу камери (м<sup>2</sup>) та  $\eta$  – ефективність накопичення однією бульбашкою – визначається як частка забруднюючої речовини на шляху бульбашки, які фактично налипають на бульбашку. Дифузійний рух частинок в рідині можна розглядати як рух з тертям, до нього може бути застосовано друге співвідношення Ейнштейна:  $D_c(T) = U_c k T$ . Тут  $k$  – стала Больцмана (Дж/К),  $U_c$  – рухливість дифундуючих частинок, тобто коефіцієнт пропорційності між швидкістю частинки і рушійною силою (Па·с·м). Якщо частки сферично симетричні, то  $U_c = 1/(6\pi\eta r)$ , де  $h$  – коефіцієнт в'язкості рідини,  $r$  - радіус частинки [144]. В [11] також запропоновано числові вирази для розрахунку  $\eta$ .

$\Phi = \frac{It}{V_A n F} + k_h S_k t$  – функція що відповідає за електрохімічну реакцію, тут  $V_A$  – об'єм апарата (м<sup>3</sup>),  $n$  – кількість електронів реакції,  $F$  – стала Фарадея (Кл/моль),  $k_h$  - константа швидкості гетерогенної реакції (моль/м<sup>5</sup>·с),  $S_k$  – площа катода (м<sup>2</sup>).

Особливістю такої постановки проблеми є те, що в системі рівнянь (4.3) враховано процеси, які проходять в електрокоагуляторі, як сукупність взаємодії різних факторів в залежності від: температури рідини, величини струму між катодом і анодом, концентрації коагулянту в початковий момент часу, умов навколишнього середовища, води в реакторі, конструктивних параметрів реактора тощо.

Для дослідження модельної задачі (4.3)-(4.4) використаємо додаток рдере програмного середовища Matlab, який дає можливість знаходити розв'язок рівнянь



параболічного та еліптичного типів, досліджувати вплив параметрів в даних системах.

Для отримання розв'язку на основі додатку рдере необхідно розробити 4 файли, які описують: задану систему рівнянь (pdex2pde.m), початкові умови (pdex2ic.m), граничні умови (pdex2bc.m) та головну функцію (main.m).

Для опису рівняння (4.3) у файлі pdex2pde.m спочатку необхідно перетворити систему рівнянь (4.3) в машинний код:

$$\begin{cases} \frac{\partial C}{\partial t} = -v_C \nabla C + \nabla (D_C(T) \nabla C) + f_C(T) C + \Phi, \\ \frac{\partial T}{\partial t} = -v_T \nabla T + D_T \Delta T + \Psi, \end{cases}$$

$$c(x, t, u, \frac{\partial u}{\partial x}) \cdot \frac{\partial u}{\partial t} = x^{-m} \frac{\partial}{\partial x} (x^m f(x, t, u, \frac{\partial u}{\partial x})) + s(x, t, u, \frac{\partial u}{\partial x}),$$

↕

Вміст m-файлу coagul\_pdex2pde.m представлено на рис. 4.4.

```
function [c, f, s] = coagul_pdex2pde(x, t, u, DuDx)
n=0.8; Rg=8.31; I=70;
F=96500; db=1.5*10^-6; As=15; P=101325;
a=0.00012; Lm=0.39*10; L=0.4; U=24; qu=1; c=3310; po=1060;

V1=0;
D1=10^-9;

c1=1; c2=1/a; f1=D1*DuDx(1)-V1*u(1); f2=Lm/L*DuDx(2);

s1=(n+3*Rg*u(2)+I/(8*F+db+As*P)/2.9/(10^-2*(t+1)))*u(1);
s2=I*U*exp(8.8/(0.01*t+1))/(c*po*a);
c = [c1; c2];
f = [f1; f2];
s = [s1; s2];
end
```

Рис. 4.4. Скріншот програмного коду файлу coagul\_pdex2pde.m

Початкові умови:

$$\begin{cases} C_0(x, t_0) = 0.1, \\ T_0(x, t_0) = 20. \end{cases} \Leftrightarrow u(x, t_0) = u_0(x).$$



Вміст m-файлу `coagul_pdex2ic.m` представлено на рис. 4.5.

```
function u0 = coagul_pdex2ic(x)
    u10=0.1;
    u20=20;
    u0 = [u10;u20];
end
```

Рис. 4.5. Скріншот програмного коду файлу `coagul_pdex2ic.m`

Граничні умови:

$$\begin{cases} \frac{\partial C^0(x_L, t)}{\partial x} = 0, & \frac{\partial C^0(x_R, t)}{\partial x} = 0, \\ \frac{\partial T^0(x_L, t)}{\partial x} = 0, & \frac{\partial T^0(x_R, t)}{\partial x} = 0. \end{cases} \Leftrightarrow p(x, t, u) + q(x, t) \cdot f(x, t, u, \frac{\partial u}{\partial x}) = 0$$

Вміст m-файлу `coagul_pdex2bc.m` представлено на рис. 4.6.

```
function [p1, q1, pr, qr] = coagul_pdex2bc(xl, ul, xr, ur, t)
    p1 = [0; 0];
    q1 = [1; 1];
    pr = [0; 0];
    qr = [1; 1];
end
```

Рис. 4.6. Скріншот програмного коду файлу `coagul_pdex2bc.m`

Для опису головної функції `pdere` використаємо m-файл `coagul_pdere.m`, який представлено на рис. 4.7.

```
m = 0;
x = linspace(0, 0.6, 101);
t = linspace(0, 250, 101);

sol = pdere(m, @coagul_pdex2pde, @coagul_pdex2ic, @coagul_pdex2bc, x, t);
u1 = sol(:, :, 1);
u2 = sol(:, :, 2);
```

Рис. 4.7. Скріншот програмного коду файлу `coagul_main.m`



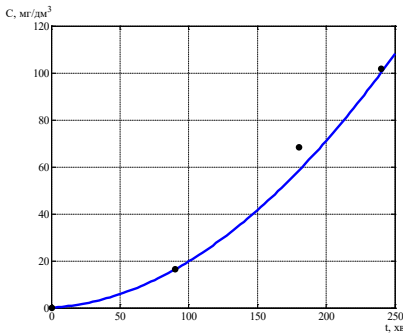
Після запуску на виконання файлу main.m отримали результати моделювання, які представлено на рис. 4.8 – 4.9 за наступних вхідних даних:  $v = 0.12 \text{ м/с}$ ;  $\eta = 0.8$ ;  $R_g = 8.31, \text{ Дж}/(\text{моль} \cdot \text{К})$ ;  $F = 9.65 \cdot 10^4, \text{ Кл}/\text{моль}$ ;  $I = 70, \text{ А}$ ;  $A_s = 15, \text{ м}^2$ ;  $d_b = 1.5 \cdot 10^{-6}, \text{ м}$ ;  $U = 24, \text{ В}$ ;  $a = 0.12 \cdot 10^{-3}, \text{ м}^2/\text{с}$ ;  $\lambda_m = 0.39, \text{ Вт}/\text{м} \cdot \text{с}$ ;  $a_2 = 880$ ;  $\lambda = 0.4, \text{ Вт}/\text{м} \cdot \text{с}$ ;  $c = 3.31 \cdot 10^3, \text{ Дж}/\text{кг}$ ;  $\zeta = 1060, \text{ кг}/\text{м}^3$ ;  $a_1 = 290$ ;  $D = 10^{-9}, \text{ м}^2/\text{с}$ .

В таблиці 4.2 наведені результати експериментального дослідження процесу електрокоагуляції, а саме визначена концентрація двовалентного заліза в різні моменти часу.

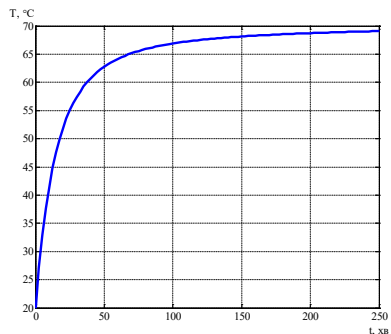
Таблиця 4.2. Експериментальні дані

Час, хв	Концентрація двовалентного заліза, мг/дм <sup>3</sup>
0	0.1
90	16.5
180	68.4
240	101.8

Результати натурального експерименту та розрахунок модельної задачі (4.3)-(4.4) представлено на рис. 4.8.



а)



б)

Рис. 4.8. Розподіл: а) концентрації двовалентного заліза з часом на виході з коагулятора; б) температури води з часом

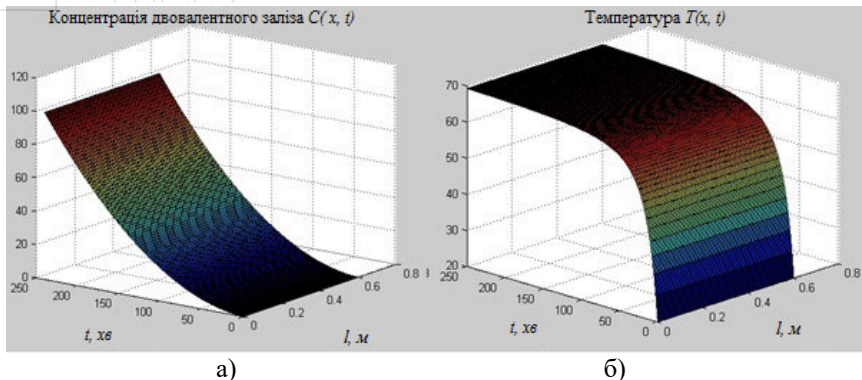


Рис. 4.9. Просторовий розподіл: а) концентрації двовалентного заліза в електролізері; б) температури води в електрокоагуляторі

Для дослідження впливу величини струму на концентрацію двовалентного заліза використовуємо результати комп'ютерного моделювання на основі задачі (4.3)-(4.4). При цьому всі параметри моделі такі як: величина прикладеної напруги, конструктивні розміри реактора, характеристики води, час моделювання залишили сталими. Міняючи величину струму отримали різні результати зміни температури води та концентрації двовалентного заліза. Отримані результати представлено на рис. 4.10.

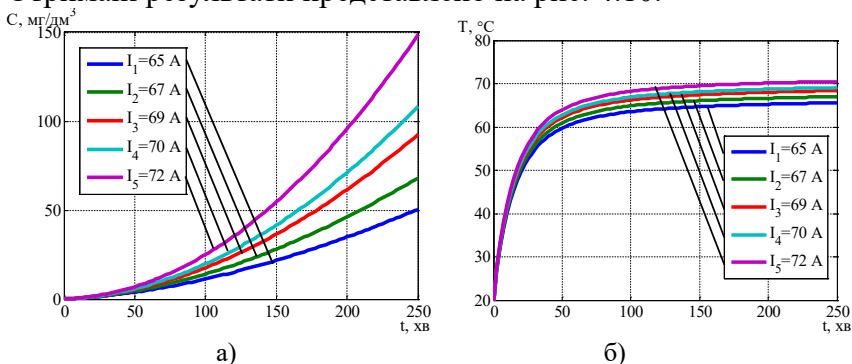


Рис. 4.10. Зміна концентрації двовалентного заліза при величині струму 1 – 72 А; 2 – 70 А; 3 – 69 А; 4 – 67 А; 5 – 65 А; а) та зміна відповідної температури води з часом на виході з реактора б)



На рис. 4.8 та 4.9 показано вплив температури на швидкість процесу отримання заліза при однакових умовах. Проте завдяки віддачі тепла від води до навколишнього середовища при сталій величині струму енергетичний баланс вирівнюється, тобто кількість тепла, що виділяється при нагріванні води від протікання струму через неї віддається в навколишнє середовище, як показано на рис. 4.8(б). В цей же час при меншій температурі води активність вироблення двовалентного заліза не така велика, як в кінці експерименту при більшій температурі. Цей результат ми отримали і в результаті моделювання на основі розробленої моделі, і в результаті проведення натурного експерименту (див. рис. 4.8(а)). На основі результатів представлених на рис. 4.10 керування установкою відбувається лише при отримуваних даних про концентрацію забруднення, яке міститься у воді, що подається в системі для розрахунку відповідної величини струму між пластинами. Таким чином виробляється достатня кількість коагулянту, що забезпечує видалення домішок з технологічної води. Також вимірюється величина струму між катодом і анодом з метою контролю концентрації двовалентного заліза, оскільки провідність води залежно від її складу може змінюватися.

Результати представлені на рис. 4.10 демонструють вплив зміни величини струму на концентрацію двовалентного заліза. скільки при моделюванні за однакових умов дослідної установки при величині струму 69 А за 4 години концентрація заліза росте до 85 мг/дм<sup>3</sup>, а при 70 А до 100 мг/ дм<sup>3</sup>, причому температура води в другому випадку більша лише на декілька градусів.

Динаміка зміни концентрації двовалентного заліза від температури води показана на рис. 4.10 створює передумови для дослідження впливу температури води на швидкість отримання коагулянту. Знаходження оптимальної температури води дозволить регулювати продуктивність



установок в ширших межах при тих самих конструктивних розмірах і величині струму між пластинами. Таким чином одним із важливих факторів, які можна і повинні регулюватися має бути температура води.

### 4.3. Розробка системи автоматизації процесу очищення технологічних вод від іонів важких металів

На основі розробленої моделі (4.1) – (4.2) проведено дослідження впливу величини струму на концентрацію іонів нікелю. В якості вихідних даних використовували ДСТУ згідно з яким концентрація іонів нікелю у технологічних водах не повинна перевищувати 3.2 мг/дм<sup>3</sup>, але в зв'язку з інерційністю регулятора та системи в якості допустимої концентрації домішок використаємо завдання 3.0 мг/дм<sup>3</sup>. Також для моделювання використовували експериментальні дані з таблиці 4.1 згідно з якими за 35 хв система повинна забезпечувати допустиму концентрацію домішок. Отже при моделюванні керувалися наступним принципом: за 35 хвилин система має очистити концентрацію іонів нікелю до 3.0 мг/дм<sup>3</sup>. При зміні концентрації забруднення на вході отримували значення величини струму, яку необхідно прикласти, а результати наведено в таблиці 4.3.

Таблиця 4.3. Залежність величини струму від вхідної концентрації іонів нікелю для оптимального керування

№	Концентрація іонів нікелю, мг/дм <sup>3</sup>	Величина струму, А
1	8.87	0.75
2	4	0.132
3	5	0.258
4	6	0.385
5	7	0.511
6	8	0.638
7	10	0.891
8	15	1.524
9	20	2.155
10	30	3.421





З допомогою програми Matlab проведено апроксимацію отриманих даних для отримання коефіцієнтів поліноміального ряду. При цьому використовували функцію `polyfit` та написали наступний програмний код:

```
>> C=[8.87 4 5 6 7 8 10 15 20 30];  
>> I=[0.75 0.132 0.258 0.385 0.511 0.638 0.891 1.524 2.155  
3.421];  
>> polyfit(C,I,1)  
ans = 0.1265-0.3738
```

В результаті отримали залежність зміни величини струму від вхідної концентрації іонів нікелю, що представлено залежністю (4.5) та виступає в системі як П-регулятор.

$$I = 0.1265 \cdot C_{in} - 0.3738 \quad (4.5)$$

Для перевірки роботи регулятора розроблено комп'ютерну модель, що представлена на рис 4.11, яка складається з двох субсистем «Regulator» рис 4.12, «Коагулятор» рис. 4.1.

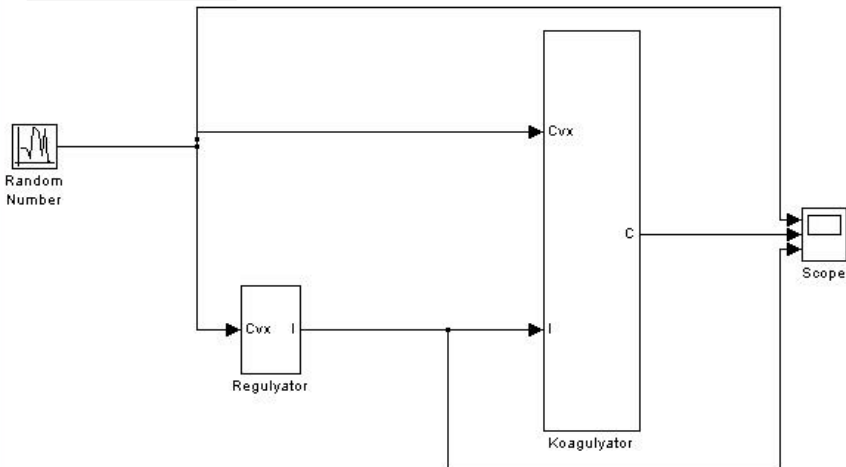


Рис. 4.11. Комп'ютерна модель для перевірки роботи системи



В підсистемі «Regulator» реалізовано залежність (4.5), яка оптимізує величину струму, що протікає між катодом і анодом та дозволяє економити витрати електроенергії.

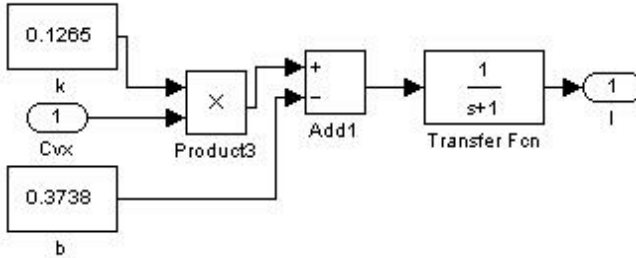
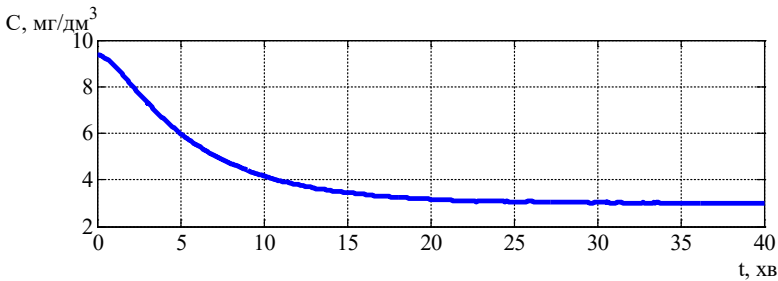
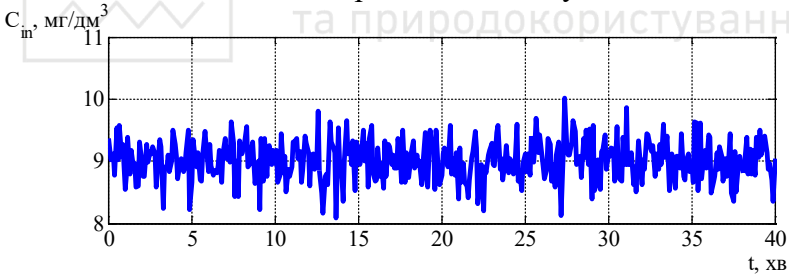


Рис. 4.12. Комп'ютерна модель регулятора

Після проведення моделювання отримано результати які представлено на рис. 4.13, де в якості вхідної концентрації забруднення використано випадковий сигнал, що формується блоком «Random number» (рис. 4.13 Vhid), що відповідає значенню вхідної концентрації в заданому діапазоні.



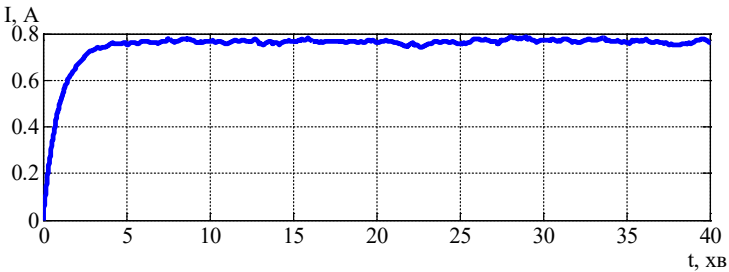


Рис. 4.13. Результати моделювання:  $C_{in}$  – зміна вхідної концентрації,  $C$  – розподіл вихідної концентрації,  $I$  – розподіл струму

Для автоматизації процесу електрокоагуляційного очищення води розроблено функціональну схему автоматизації (див. рис. 4.14), згідно якої керування системою відбувається автоматично у реальному часу контролером згідно програмного алгоритму та в ручному режимі, де оперативний контроль здійснює людина. При цьому незалежно від режиму проводиться збір даних по основних регулюючих параметрах для архівування, а також відбувається сигналізація при перевищенні допустимих показників, якщо виникають неполадки в системі.

Всі функції регулювання та контролю основних параметрів у проєктованій системі автоматизації виконує програмований логічний контролер S7-300 підприємства «Siemens» з модулями розширення, аналогових входів SM331, аналогових виходів SM332 та дискретних входів/виходів SM323, який при даній конфігурації має 2 аналогові входи, 2 аналогові виходи, 8 дискретних входів і 8 дискретних виходів, яких достатньо для керування даною системою.

Для забезпечення допустимої концентрації домішок у технологічних водах використовується система, до складу якої входять електрокоагулятор, пісколовка, первинний відстійник, первинний освітлювач, аераційний басейн, 3 давача рівня осаду, датчик концентрації іонів нікелю у воді,



програмованого логічного контролера S7-300, 3 регулюючі клапани, частотно-керований компресор.

Дана система має 4 контури регулювання, які забезпечують на відповідному рівні такі технологічні параметри:

Концентрація іонів нікелю на виході з електрокоагулятора. (1-аналоговий вхід, 1-аналоговий вихід).

Рівень важких мінеральних домішок(піску) в пісколовці. (1 – дискретний вхід, 1 – дискретний вихід);

Рівень осаду в відстійнику. (1 – дискретний вхід, 1 – дискретний вихід)

Рівень осаду в електрокоагуляторі. (1 – дискретний вхід, 1 – дискретний вихід)

Також контролює такі технологічні параметри:

Контроль обертів змішувача аераційного басейну (1 – дискретний вхід, 1 – дискретний вихід);

Аварійний рівень води у пісколовці (1 – дискретний вхід, 1 – дискретний вихід);

Аварійний рівень води у аераторі (1 – дискретний вхід, 1 – дискретний вихід);

Аварійний рівень води у відстійниках(1 – дискретний вхід, 1 – дискретний вихід).

З метою виявлення відхилень у технологічному процесі і у випадку відхилення критичних параметрів здійснити повідомлення оператора для його втручання шляхом включення сирени.

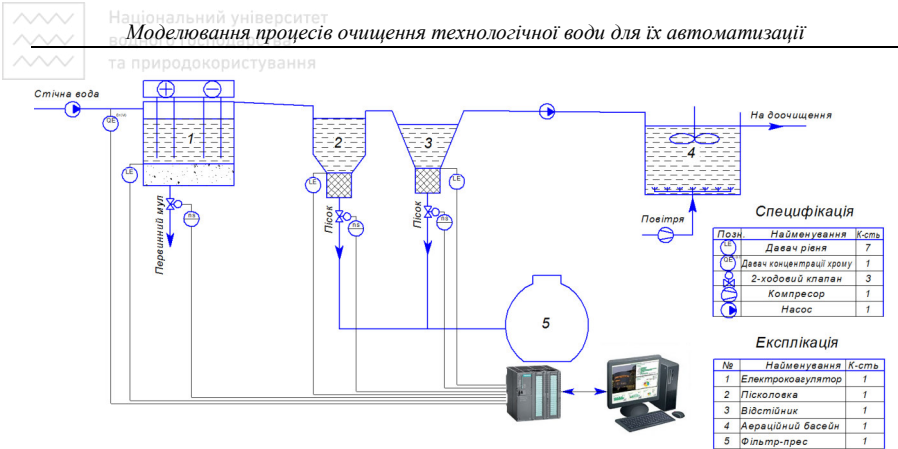


Рис. 4.14. Принципова схема автоматизації роботи електрокоагулятора

Для реалізації даного проекту використовуючи Simatic Step7 написано програму керування процесом, попередньо налаштувавши апаратне забезпечення контролера, як показано на рис. 4.15.

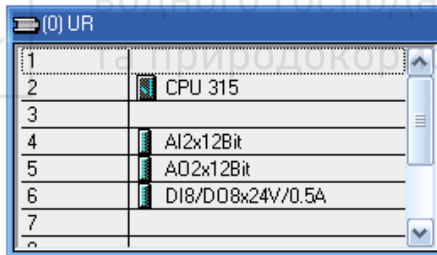


Рис. 4.15. Апаратна конфігурація контролера S7-300

Для полегшення написання програми створено символну таблицю, в якій описані всі входи, виходи, мітки з їх символними, апаратними іменами та коментарями.

Status	Symbol	Address	Data type	Comment
1	LC2_2	Q 8.0	BOOL	Клапан відведення осаду в пісколовці
2	LC3_2	Q 8.1	BOOL	Клапан відведення осаду в відстійнику
3	LC4_2	Q 8.2	BOOL	Клапан відведення осаду в електрокоагуляторі
4	LE2_1	I 8.0	BOOL	Давач рівня осаду в пісколовці
5	LE3_1	I 8.1	BOOL	Давач рівня осаду в відстійнику
6	LE4_1	I 8.2	BOOL	Давач рівня осаду в електрокоагуляторі
7	M1	Q 8.3	BOOL	Привід змішувача в аераційному басейні
8	M1_k_o	I 8.3	BOOL	Давач контролю обертів M1 привода змішувача
9	QC1_2	PQW 258	WORD	Величина напруги прикладена до електрокоагулятора
10	QE1_1	PIW 256	WORD	Концентрація шестивалентного хрому
11	SCALE	FC 105	FC 105	Scaling Values
12	T1	T 1	TIMER	Таймер затримки руку води до електрокоагулятора
13	QE	MD 14	REAL	Концентрація шестивалентного хрому
14	k	MD 18	REAL	Коефіцієнт підсилення сигналу
15	b	MD 22	REAL	Коефіцієнт зміщення сигналу

Рис. 4.16. Символьна таблиця контролера

В розробленій системі програма керування роботою системою очищення технологічних вод від домішок написана на мові драбинкових діаграм (Ladder Language – LD).

Для забезпечення допустимої концентрації іонів нікелю в технологічних водах використовується система до якої входять аналоговий давач, контролер, випрямляч, який керує величиною поданої напруги на електрокоагулятор. Сигнал з уніфікованого давача надходить до контролера, де обробляється відповідно до меж вимірювання концентратоміра в OB1 network1. Отримане реальне значення вмісту концентрації іонів нікелю у воді тримається за адресою MD14, яке в наступному блоці програми обробляється відповідно до отриманої залежності зміни допустимої концентрації домішок від вхідної концентрації. Спочатку реальне значення на вході в електрокоагулятор масштабується і додається коефіцієнт зміщення і таким чином визначається оптимальне значення прикладеної напруги, що мінімізує витрати електроенергії, але подається на аналоговий вихід контролер через час T1 за який вода надійде від входу електрокоагулятора до робочої зони. Отриманий сигнал з контролера надходить на регулятор, який підсилює сигнал і керує величиною прикладеної напруги, що визначає концентрацію іонів нікелю.

Керування рівнем осаду у первинному відстійнику відбувається шляхом включення чи виключення відповідного



клапану. Програма спочатку зчитує дискретний сигнал з датчика і в автоматичному режимі запускає таймер, який включає клапан відведення осаду і він залишається відкритим до тієї пори, доки він рахує. Уставку часу визначають з технологічних розмірів реактора і швидкості відведення осаду. Керування в ручному режимі відбувається лише за діями оператора з візуалізації. Для цього необхідно систему перевести в ручний режим роботи і натиснути відповідну кнопку для відкриття чи закриття клапану. На відміну від автоматичного режиму клапан залишається відкритим до тієї пори, поки оператор не виконає дію закриття [116-119].

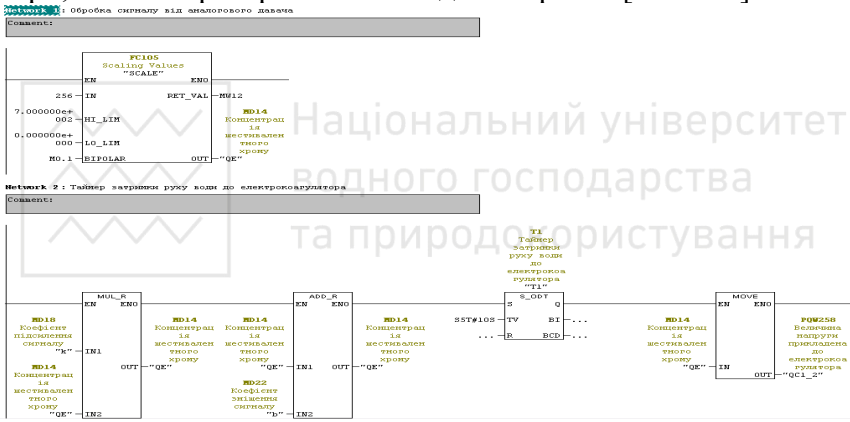


Рис. 4.17. Підпрограма для забезпечення допустимої концентрації іонів важких металів

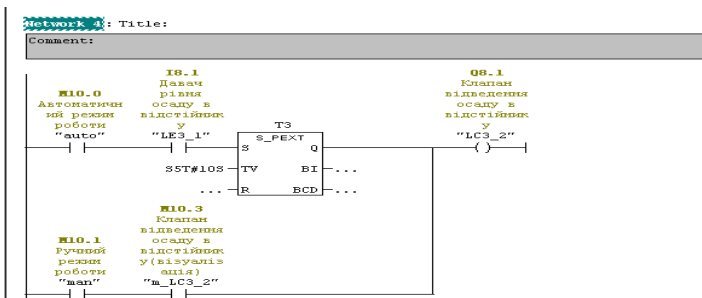


Рис. 4.18. Підпрограма для керування рівнем осаду у первинному відстійнику



Керування рівнем осаду у пісколовці відбувається аналогічно, шляхом включення чи виключення відповідного клапану.

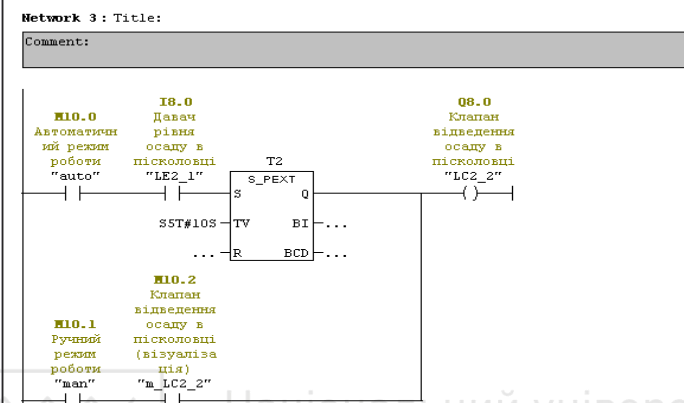


Рис. 4.19. Підпрограма для керування рівнем осаду у пісколовці

Керування рівнем осаду у електрокоагуляторі відбувається за тим самим принципом, тільки з керуванням відповідними клапанами.

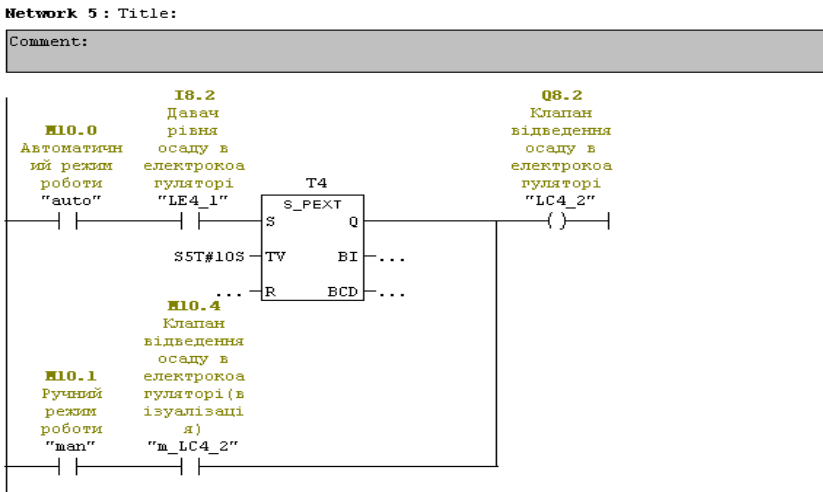


Рис. 4.20. Підпрограма для керування рівнем осаду у електрокоагуляторі





У редакторі представлення даних розробляється графічна частина проекту системи керування. Усі форми відображення інформації, керування й анімаційні ефекти зв'язуються з інформаційною структурою, розробленою в Simatic Step7.

Для реалізації проекту було створено 2 графічні екрани на яких здійснюється автоматичне і ручне керування процесом, відображення помилок в роботі відповідних пристроїв, а також відображення головних інформативних параметрів технологічного процесу таких, як: рівень осаду в первинному відстійнику, рівень осаду у пісколовці, рівень мулу у електрокоагуляторі, а також прикладена напруга, підсвічування відповідним кольором спрацювання задіяних елементів автоматики.

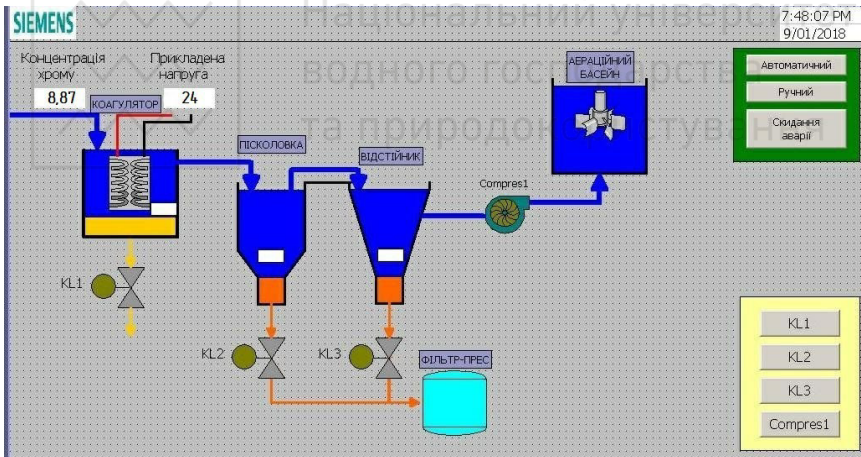


Рис. 4.21. Графічне вікно для відображення ходу технологічного процесу

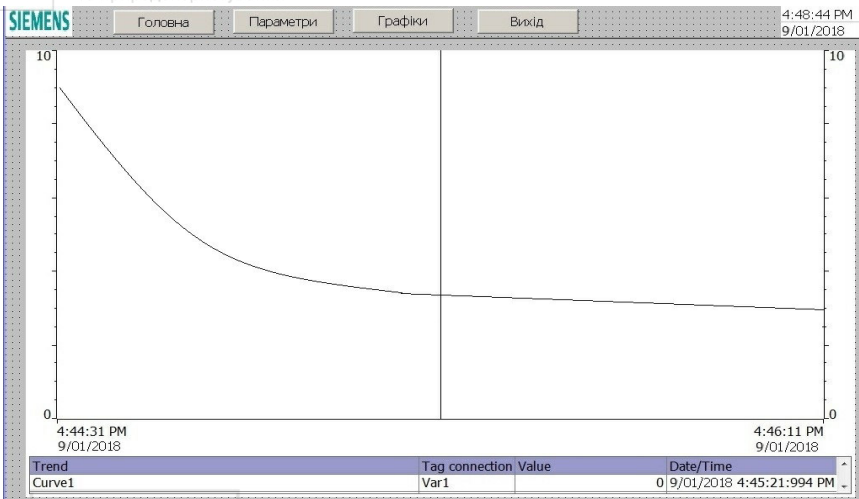


Рис. 4.22. Графічне вікно трендів для перегляду архівованих даних про зміни в протіканні процесу

У результаті аналізу існуючої системи управління технологічним процесом очищення технологічних вод було оптимізовано технологічний режим забезпечення допустимої концентрації іонів нікелю за рахунок залежності впливу прикладеної напруги на вихідну концентрацію забруднення та можливості налаштувань індивідуальних параметрів для різного роду концентрації технологічних вод. Загалом, питання оптимізації методів електрокоагуляційної очистки технологічних вод є надзвичайно актуальним у сучасних технологічних процесах, коли першочергового значення набули питання збільшення надійності роботи, терміну служби технологічного обладнання, дотримання екологічних норм для підприємств.

Показано залежність, що густина струму впливає на якість очищення технологічних вод. По суті, отримана модель дозволяє оптимізувати параметрами процесу, розрахувати при якій величині прикладеної величини струму будуть забезпечуватися задані показники концентрації цільового



компоненту, що відповідають встановленим екологічним нормам. Також отримана модель дозволяє дослідити динаміку зміни вихідної концентрації забруднення не тільки при сталих вхідних параметрах, а й при змінних, як в реальних системах.

Представлені результати експериментів і моделювання на рис. 4.3 свідчать про те, що отримана модель адекватно описує зміни, що проходять в реакторі. Відхилення, які найбільш видно на рис. 4.3(в) зумовлені розбіжністю і неточністю проведення експерименту, проте відмінно вказують характер і порядок зміни вихідної величини.

Розроблено мнемосхему з допомогою програмного забезпечення WinCC Flexible фірми Simatic для зручності та ефективності керування процесом оператору та підібрано комплект ТЗА, які використовуються в системах для надійного функціонування з широкими можливостями застосування.

#### **4.4. Розробка системи автоматизації процесу вироблення коагулянту**

Як видно на рис. 4.8(а) модель адекватно описує роботу електрокоагулятора. Саме тому для розробки алгоритму керування системою враховувалися наступні чинники:

- електрокоагулятор повинен виробляти задану концентрацію двовалентного заліза при різних витратах технологічних вод;
- величина струму повинна бути на заданому рівні, що постійно змінюється;
- зміна концентрації забруднення у технологічних водах не має впливати на якість очищення;
- концентрація двовалентного заліза повинна вироблятися пропорційно до рівня забруднення технологічних вод, щоб забезпечити мінімальні витрати електроенергії;



Враховуючи вище сказане, було розроблено принципову схему запропонованого алгоритму, яка представлена на рис. 4.23.

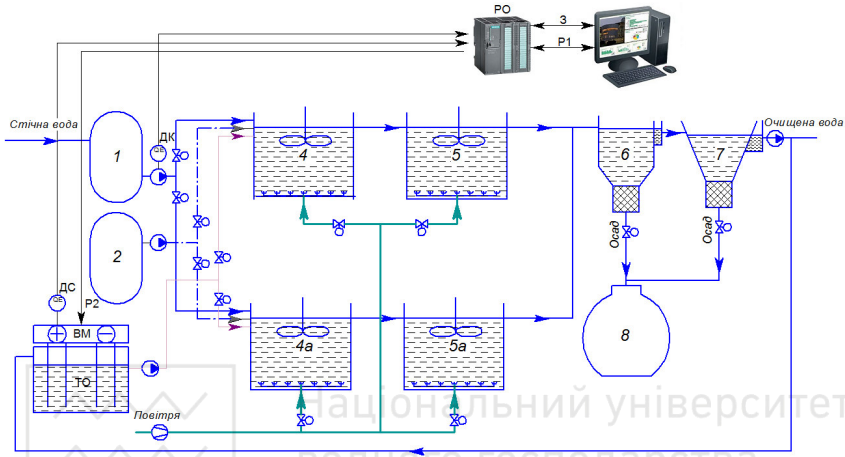


Рис. 4.23. Принципова схема алгоритму керування допустимою концентрацією домішок в стічних водах

- 1 – бак-накопичувач;
  - 2 – бак з вапняним молоком;
  - 3 – бак з коагулянтном;
  - 4 – реактор першого ступеня;
  - 5 – реактор другого ступеня;
  - 6 – первинний відстійник;
  - 7 – вторинний відстійник;
  - 8 – фільтр-прес;
- 3 – завдання допустимої концентрації компонента, що очищається;

P1 – розроблений П - регулятор для розрахунку величини струму, що протікає в електрокоагуляторі;

P2 – системний ПІД – регулятор для підтримання заданої величини струму на відповідному рівні при порівнянні з реальним струмом, що протікає між стінками електрокоагулятора;



РО – регулюючий орган, яким в даній системі виступає контролер, що керує величиною прикладеної напруги від випрямляча до катода і анода;

ВМ – виконавчий механізм(випрямляч), який подає напругу на пластини електрокоагулятора;

ТО – технологічний об'єкт, яким виступає реактор;

ДС – давач струму, який вимірює реальний струм, що протікає між стінками електрокоагулятора;

ДК – давач концентрації цільового компоненту на вході в реактор, який показує зміну вхідної концентрації для реалізації режиму оптимального управління.

Згідно з структурною схемою система працюватиме наступним чином: завдання допустимої концентрації забруднення (З) порівнюється з величиною вхідної концентрації (ДК) і якщо в систему поступає забруднення з концентрацією, що перевищує встановлені допустимі норми запускається в роботу система автоматизації.

Першим етапом є подання величини вхідної концентрації забруднення на розроблений П – регулятор (P1), який відповідно до залежності розраховує величину величини струму, що протікатиме між катодом і анодом для вироблення достатньої кількості іонів заліза, щоб забезпечити допустиму концентрацію забруднення цільового компоненту на виході з очисної станції. Отримане значення порівнюється з величиною величини струму, яка протікає в електрокоагуляторі на даний момент. Отримана різниця подається на стандартний ПД – регулятор (P2), який перетворює вхідний струмовий сигнал на уніфікований напруговий 0...5 В, яким відбувається керування випрямлячем. Всі описані дії відбуваються в контролері шляхом обміну сигналами з візуалізацією, здавачами та обробки програми керування відповідно до отриманих результатів.



Наступним етапом є передача сигналів керування від аналогового виходу контролера (РО) на випрямляч (ВМ), який під'єднано до мережі живлення 220 V змінної напруги та виробляє сигнал постійної напруги 24 V великих струмів. Аналоговий сигнал із контролера надходить на аналоговий вхід випрямляча, який виробляє пропорційний сигнал на виході +24 VDC, що подається на катод і анод електрокоагулятора. При такій напрузі у воді протікає струм, який зумовлює процеси відщеплення іонів заліза, які безпосередньо подають в реактор-змішувач (ТО).

Для підтримання на заданому рівні величини струму використовується давач(ДС) для зворотного зв'язку з контролером.

Для апаратної реалізації даного проекту використовується програмований логічний контролер S-7 300 підприємства «Siemens» з модулями розширення. При цьому використовуючи Simatic Step7 Manager написано програму керування процесом, попередньо налаштувавши апаратне забезпечення контролера та створено символну таблицю, в якій описані всі входи, виходи, мітки з їх символними, апаратними іменами та коментарями. Основними складовими програми є реалізація методу визначення і підтримування необхідної величини струму між пластинами електрокоагулятора. Для виконання поставленої задачі використано стандартний ПД-регулятор, який виконує функцію регулювання величини струму відповідно до завдання. Також розроблено функціональний блок, який розраховує необхідну величину струму для вироблення достатньої кількості коагулянту при змінній концентрації забруднення, що надходить. До вхідних параметрів даного блоку відносяться концентрація забруднення у технологічних водах та емпіричні коефіцієнти, які розраховуються за методом, запропонованим в [1], шляхом моделювання роботи системи в Matlab.



## ЗАКІНЧЕННЯ

В монографії розв'язано важливу науково-прикладну задачу вдосконалення режимів роботи очисних споруд шляхом їх автоматизації на основі розроблених нових та узагальнених існуючих математичних моделях процесів очищення технологічних вод..

Узагальнено математичну модель процесу магнітного очищення технологічних вод від феромагнітних домішок, що враховує зворотній вплив характеристик процесу на параметри середовища. Проведено оцінку точності розрахунку запропонованої моделі і показано, що максимальне відхилення від експериментальних даних становить 6%. Це дало змогу шляхом комп'ютерного моделювання визначити час захисної дії фільтра, граничне завантаження осаду та розробити програмний комплекс для автоматизації процесу магнітного очищення технологічних вод при використанні отриманих результатів. Такий підхід при проектуванні систем дозволяє значно зменшити витрати на дороговартісні експерименти при пуско-налагоджувальних роботах, а також значно полегшує обслуговування технологічного обладнання.

Розроблено математичну модель біологічного очищення технологічних вод, яка дозволяє розрахувати концентрацію домішок на виході з очисних споруд при змінній концентрації вхідного забруднення, концентрації кисню, концентрації бактерій. Показано, що похибка отриманих результатів становить 3%. Проведено дослідження впливу концентрації кисню на активність бактерій і відповідно якість очищення технологічних вод. Згідно з розрахунками розроблено програмний комплекс для автоматизації процесу біологічного очищення технологічних вод, впровадження якого забезпечить допустиму якість очищеної води при зменшенні витрат на електроенергію.



Розроблено математичну модель очищення технологічних вод від іонів важких металів методом електрокоагуляції. Проведено дослідження впливу величини струму між пластинами коагулятора на концентрацію іонів нікелю в очищеній воді шляхом комп'ютерного моделювання і підтверджено адекватність отриманих результатів порівнянням з експериментальними даними. Розроблено програмний комплекс для автоматизації процесу очищення технологічних вод, де основним контуром є регулювання величини прикладеної напруги до пластин коагулятора. Впровадження автоматизації дозволить збільшити ресурс роботи обладнання при контролі якості очищеної води.

Розроблено математичну модель отримання заданої концентрації двовалентного заліза при встановлених параметрах коагулятора. Проведено дослідження впливу величини струму між катодом і анодом, температури водного середовища на концентрація отриманого коагулянту шляхом комп'ютерного моделювання. Розроблено автоматизовану систему очищення технологічних вод текстильного виробництва з використанням в якості коагулянту іонів заліза. Це дало змогу забезпечувати якість очищеної води при змінній витраті технологічних вод, концентрації вхідного забруднення.





## ЛІТЕРАТУРА

1. Бомба А. Я. Асимптотический метод решения одного класса сингулярно возмущенных пространственных задач конвективной диффузии при фильтрации со свободной поверхностью. *Теория гидродинамических моделей*. 1988. С. 76–79.
2. Бомба А. Я. Асимптотический метод решения одной пространственной задачи массопереноса. *Некоторые модели движения сплошной среды и их приложения*. 1988. С. 115–120.
3. Бомба А. Я., Сафоник А. П., Фурсачик О. А. Асимптотичне наближення розв'язку оберненої сингулярно збуреної задачі типу «конвекція-дифузія» *Проблеми математичного моделювання*. 2009. С. 36–37.
4. Бомба А. Я. Асимптотический метод решения одной сингулярно возмущённой задачи массопереноса. Киев, 1986. 20 с. (Рус. – Деп. в УкрНИИНТИ, №286-Ук86).
5. Бомба А. Я., Сафоник А. П., Гіроль А. М., Lagod G. Математичне моделювання аеробного процесу очищення технологічної води в пористому середовищі *Вісник Одеської державної академії будівництва та архітектури*. 2011. Вип. № 42. С. 9–16.
6. Бомба А. Я., Сафоник А. П. Математичне моделювання процесу аеробного очищення стічних вод у пористому середовищі *IV Міжнародна конференція імені академіка І.І. Ляшка “Обчислювальна та прикладна математика”*. 2011. С. 47.
7. Бомба А. Я., Сафоник А. П. Математичне моделювання процесу магнітного осадження домішок у багатошаровому фільтрі з визначенням масообмінного коефіцієнта *III Міжнародна науково-практична конференція “Стратегічні рішення інформаційного розвитку економіки, суспільства та бізнесу”*. 2014. С. 51.



8. Бомба А.Я., Присяжнюк І.М., Присяжнюк О.В. Методи теорії збурень прогнозування процесів тепломасоперенесення в пористих та мікропористих середовищах. Монографія. Рівне: О. Зень, 2017. – 291с.
9. Бомба А.Я., Гаврилук В.І., Сафоник А.П., Фурсачик О.А. Нелінійні задачі типу фільтрація-конвекція-дифузія-масообмін за умов неповних даних. Монографія. Рівне: НУВГП, 2011. 276 с.
10. Бомба А.Я., Сафоник А.П. Моделювання нелінійно-збурених процесів очищення рідин від багатокомпонентних забруднень. Монографія. Рівне: НУВГП, 2017. 296 с.
11. Бомба А. Я., Сафоник А. П. Математичне моделювання процесу магнітного очищення рідин від багатокомпонентного забруднення. *Проблеми машиностроения*. 2012. Т. 15. №5-6. С. 49–55.
12. Бомба А. Я., Сафоник А. П. Математичне моделювання процесу магнітного очищення рідин від багатокомпонентних феромагнітних домішок. *Вісник Харківського національного університету. Серія: Математичне моделювання. Інформаційні технології. Автоматизовані системи управління*. 2012. №1037. Вип. 20. С. 18–27.
13. Бомба А. Я., Гаращенко В. І., Сафоник А. П., Гаращенко О. В. Математичний аналіз параметрів і моделі процесу магнітного осадження домішок. *Вісник Інженерної академії України*. 2012. №3. С. 198–203.
14. Бомба А. Я., Сафоник А. П. Моделирование процессов фильтрования жидкостей от многокомпонентного загрязнения в n-шаровых магнитных фильтрах в условиях идентификации массообменных коэффициентов. *Журнал обчислювальної та прикладної математики. Серія: Прикладна математика*. 2014. № 3(117). С. 32–39.



15. Бомба А. Я., Сафоник А. П. Моделювання нелінійних процесів фільтрування рідин від багатокомпонентних забруднень з урахуванням зворотних впливів та дифузійно-масообмінних збурень. *Всеукраїнська наукова конференція “Сучасні проблеми математичного моделювання та обчислювальних методів”*. 2013. С. 35.
16. Бомба А. Я., Гаращенко В. І., Сафоник А. П., Гаращенко О. В. Моделювання процесу магнітного очищення рідких середовищ від феродомішок у випадку змінної швидкості. *Вода і водоочисні технології. Науково технічні вісті*. 2011. №3. С. 49–57.
17. Бомба А. Я., Сафоник А. П. Моделювання процесу очищення води фільтром-освітлювачем із шаром завислого осаду. *Проблемы машиностроения*. 2014. Т. 17. №4. С. 36–43.
18. Бомба А. Я., Присяжнюк І. М., Присяжнюк О. В., Сівак В. М. Математичне моделювання процесів первинної очистки стічних вод із використанням пористих мікрочастинок. *Вісник НУВГП*. 2014. С. 104–112.
19. Бомба А. Я., Сафоник А. П. Математическое моделирование процесса фильтрования жидкости от многокомпонентного загрязнения с учетом обратного влияния характеристик процесса на характеристики среды. *Электронное моделирование*. 2012. №3(12). С. 47–58.
20. Булавацький В. М., Кривонос Ю. Г., Скопецький В. В. Некласичні математичні моделі процесів тепло- та масо переносу. Київ : Наук. Думка. 2005. 282 с.
21. Васильев, В.В., Симак Л.А. Дробное исчисление и аппроксимационные методы в моделировании динамических систем. НАН Украины, Ин-т проблем моделирования в энергетике им. Г.Е. Пухова, Отд-ние гибридных моделирующих и управляющих систем в энергетике. –К. : [б.и.], 2008. 256 с.



22. Воронов Ю. В., Яковлев. С. В. Водоотведение и очистка сточных вод: учеб. [для студ. высш. учеб. завед.]. М.: Изд-во Ассоциации строительных вузов, 2006. 704 с.
23. Гаращенко В. І., Гаращенко О. В., Лебедь О. О., Сафоник А. П., Кочергіна О. Д. Теоретичні основи процесу осадження магнітних домішок в намагнічених феромагнітних загрузках. *Вісник Національного університету водного господарства і природокористування*: Зб. наук. пр. 2014. Вип. 1 (65). С. 390–397.
24. Гаращенко В.І., Гаращенко О.В. Дослідження впливу технологічних параметрів процесу магнітного очищення конденсату ТЕЦ на коефіцієнт осадження. *Екологія и промышленность*. 2011. №4. С.72–77.
25. Гаращенко В.І., Астрелін І.М., Гаращенко О.В. Магніто-фільтраційні властивості композиційної гранульованої загрузки магнітних фільтрів. *Вода і водоочисні технології: науково-технічні вісті*. 2011. №2. С.11–17.
26. Гаращенко В.І., Гаращенко О.В. Намагнічування ферито-феромагнітних гранульованих фільтруючих матеріалів. *Вісник ТНТУ ім. І. Пулюя*. 2011. №3. т.16. С.62–69.
27. Гіроль М. М., Гурін В. А., Гіроль А. М. Інноваційні технології НУВГП в контексті розвитку систем водопостачання та водовідведення міст України. *Водопостачання та водовідведення*. 2011. №6. С. 28-37.
28. Гіроль М. М., Трач Ю. П. Дослідження роботи фільтра із пінополістирольним фільтруючим шаром та аераційною камерою і обґрунтування його параметрів роботи. *Вісник Національного університету водного господарства та природокористування. Серія: технічні науки*. 2014. Вип. 1. С. 137–145.
29. Гіроль М.М., Саблій Л. А., Кононцев С. В., Омельчук Н. О. Технологія біологічного очищення технологічних вод. *Коммунальное хозяйство городов*. 2002. № 45. С. 27-30.



30. Гіроль М. М., Бернацький М. В. Установка магнітно-реагентного очищення води. *Екологія, Теплопостачання, Енергозбереження, Водопостачання: збірка доповідей Міжнародного конгресу.* Ялта, 2009. С. 266–269.
31. Гіроль М.М., Гіроль А.М., Гіроль А.М. Технології водовідведення промислових підприємств. Навчальний посібник. – Рівне: НУВГП, 2013. 625 с.
32. Гончаренко Б. М., Лобок О. П., Сич М. А., Віхрова Л. Г. Математичне моделювання процесу біологічного очищення забруднених вод як об'єкта автоматичного керування. *Конструювання, виробництво та експлуатація сільськогосподарських машин.* 2017. Вип. 47(2). С. 57–63.
33. Гончаров Ф.І., Штепа В.М. Аналітичне дослідження електролізних процесів системи безпечного водопостачання промислових об'єктів. *Вісник НАУ.* 2010. № 10. С. 240–244.
34. Гончаров Ф.І., Штепа В.М. Енерго- та ресурсозберігаюча схема системи водопо-стачання населених. *Наукові нотатки Луцького національного технічного університету.* 2009. С. 49–54.
35. Гончаров Ф.І., Штепа В.М. Проблеми використання забруднених небезпечними речовинами вод для зрошування. *Наукові доповіді Національного університету біоресурсів і природокористування України.* 2010. №17. С. 37-42.
36. Дресвянников Ф. Н., Ситников С. Ю., Дресвянников А. Ф. Моделирование процесса конвективного массопереноса в коаксиальном электролизере. *Известия ВУЗов. Проблемы энергетики.* 2003. №11-12. С. 54-63
37. Електронний ресурс: [www.zakhidenergo.ua/pdf/doc/347-12.pdf](http://www.zakhidenergo.ua/pdf/doc/347-12.pdf).



38. Електронний ресурс:  
<http://lysoform.ua/industry/equipment-ua/sewage-treatment-uk/treatment-uk/>.
39. Запольський А. К., Мішкова – Клименко Н. А., Астрелін І. М. Фізико-хімічні основи технології очищення технологічних вод. Київ: Лібра, 2000. 552 с.
40. Запольський А. К. Водопостачання, водовідведення та якість води. Київ: Вища школа, 2005. 671с.
41. Зинатулина Н. М., Ханина Г. И., Коваленко О.А., Гудзь Н.В. Физико - химические методы обезвреживания сточных вод. *Хімічна промисловість України*. 2000. - № 1. С. 93–98.
42. Климяк Ю. Є., Сівак В. М. Моделювання процесу доочистки води від залишкових катіонів алюмінію фільтруванням через аніоноактивні завантаження із врахуванням зміни фільтраційних властивостей середовища. *Волинський математичний вісник. Серія: прикладна математика*. 2010. Випуск 7 (16). С. 93–109.
43. Климяк, Ю. Є., Пригорницький Д. О. Числове розв'язання обернених крайових задач на просторіві конформні відображення криволінійних паралелепіпедів на прямокутні. *Волинський математичний вісник. Серія: прикладна математика*. 2008. Вип. 5 (14). С. 104–143.
44. Козачек А. В., Авдашин И. М., Лузгачев В. А. Исследование математической модели процесса аэробной очистки сточных вод как стадия оценки качества окружающей водной среды. *Вестн. Тамбовского государственного технического университета*. 2014. Т.19. вып. 5. С.1683–1685.
45. Колыхматов А. О., Плаксина В. П., Шумихин А. Г. Моделирование процесса накопления жидкости в отстойнике очистных сооружений системы оборотного водоснабжения при синтезе системы автоматического управления. *Вестник ПНИПУ. Химическая технология и биотехнология*. 2014. №1.
46. Корчик Н. М., Нестер А. А., Белікова С. В. Накопичення та формування стоку при очищенні технологічних вод



- гальванічного виробництва. *Вимірювальна та обчислювальна техніка в технологічних процесах*. 2012. № 1. С. 152–156.
47. Кострыкин Ю. М., Мещерский Н. А., Коровина О. В. Водоподготовка и водный режим энергообъектов низкого и среднего давления. Москва: Энергоатомиздат, 1990. 252 с.
48. Кругликов С. С., Тураев Д. Ю., Бородулин А. А. Локальная электрохимическая очистка промывных вод гальванотехники от ионов тяжелых металлов в щелевом диафрагменном электрокоагуляторе с нерастворимым анодом. *Гальванотехника и обработка поверхности*. 2004. № 4. С. 35.
49. Кульский Л. А. Строкач П. П., Слипченко В. А., Сайгак Е. И. Очистка воды электрокоагуляцией. Київ: Будівельник, 1978. 112 с.
50. Лоскутов В. И., Залевский Д. В. Идентификация процесса осаждения шестивалентного хрома реагентным методом в технологии очистки сточных вод гальванотехники. *Вестник ННГУ*. 2012. №5-2.
51. Максимов С. П., Алексеев І. А. Огляд методів біологічної очистки технологічних вод. *Технічні науки - від теорії до практики*: зб. ст. по матер. ХЛІ міжнар. наук.-практ. конф. 2014. № 12 (37).
52. Мальований А. М., Ятчишин Й. Й., Мальований М. С. Законодавчі та технологічні аспекти вилучення біогенних елементів із побутових стоків в Україні та Європейському 292 союзі. *Вісник КДУ ім. Михайла Остроградського*. 2010. № 64(5). С. 151–158.
53. Минц Д. М. Теоретические основы технологии очистки воды. Москва: Стройиздат, 1964. 156 с.
54. Мурачев Е. Г., Холодов Г. М., Солопова О. И. Методика построения системы управления технологическим



- процессом биологической очистки сточных вод на основе гибридных нейронных сетей. *Известия МГТУ*. 2009. №2.
55. Міністерство екології та природних ресурсів України. Національна доповідь про стан навколишнього природного середовища в Україні у 2015 році. Київ: ТОВ «Центр», 2017. 308 с.
56. Никифорова Е. Ю., Килимник А. Б. Закономерности электрохимического поведения металов при наложении переменного тока. *Вестн. ТГТУ*. 2009. Т.15, №3. С. 604–614.
57. Олейник А. Я. Вопросы моделирования фильтрации и массопереноса для целей охраны подземных вод от загрязнения. *Гидротехническое строительство*. 1985. №7. С. 13–16.
58. Олейник А. Я. Геогидродинамика дренажа. Київ: Наук. думка, 1981. 284 с.
59. Олейник А. Я., Поляков В. Л. Математическая модель трансформации и миграции азотных соединений в почве при внесении минеральных азотных удобрений. *Доповіди НАН України*. 1992. №4. С. 142–145.
60. Олейник А. Я. Математические модели фильтрации и массопереноса в связи с решением задач гидротехники, мелиорации и охраны окружающей среды. *Прикладная гидромеханика*. 1989. С. 100–122.
61. Олейник А. Я., Добронравов А. А., Кремез В. С. Математическое моделирование экологических катастроф, связанных с изменением режима грунтовых вод. *Вісник Української державної академії водного господарства. Сучасні проблеми теорії фільтрації*. 1998. С. 113–118.
62. Олейник А. Я., Василенко Т. В., Рибаченко С. А., Хамад Ихаб Ахмад. Моделирование процессов доочистки хозяйственно-бытовых сточных вод на фільтрах. *НТЗ*





*Проблеми водопостачання, водовідведення та гідравліки.* 2006. Вип.7. С. 85–97.

63. Олейник А. Я., Поляков В. Л., Кремез В. С. Некоторые актуальные вопросы миграции питательных веществ и загрязнений в системе растение - почва - грунтовые воды. *Гидромеханика.* 1996. Вып. 70. С. 88–98.
64. Олейник А. Я., Калугин Ю. И., Шайеб Шуджа Валид Об одной модели биологической очистки сточных вод. *Докл. НАН Украины.* 1995. №5. С. 146–148.
65. Олейник А. Я., Тетеря А. И. Особенности моделирования процессов удаления органических загрязнений из сточных вод на установках малой производительности. *Прикладная гидромеханика.* 2001. Том 3, № 4. С. 20–27.
66. Олейник А.Я., Поляков В.Л. Теоретические исследования фильтрационных процессов в пористых средах с изменяющимися воднофизическими свойствами. *Прикладна гідромеханіка.* 2007. Том 9, № 2-3. С.122–138.
67. Олійник О. Я., Калугін Ю. І. Деякі результати теоретичних досліджень процесів масообміну в пористих середовищах. *Проблеми водопостачання, водовідведення та гідравліки.* 2005. Вип.5. С. 100–112.
68. Олійник О. Я., Степова Н. Г. Математичне моделювання процесів перенесення субстрату та кисню в біодискових фільтрах. *Доп. НАН України.* 1998. №10. С. 206–209.
69. Олійник О. Я., Рибаченко С. О. Моделювання і розрахунки параметрів глибокої очистки технологічних вод на фільтрах в аеробних умовах. *Національний університет водного господарства та природокористування. Вісник : Зб. наук. праць.* 2007. Вип. 4(40). Ч.2. С. 515–520.
70. Олійник О. Я., Колпакова О. А. Моделювання і розрахунки біологічної очистки технологічних вод на краплинних біофільтрах. *Екологічна безпека та природокористування.* 2014. Вип. 16. С.68–86.



71. Олійник О. Я., Айрапетян Т. С. Моделювання очистки технологічних вод від органічних забруднень в біореакторах-аеротенках зі зваженим (вільно плаваючим) і закріпленим біоценозом. *Доповіді НАНУ*. 2015. №5. С.55–59.
72. Орлов В. О. Водоочисні фільтри із зернистою засипкою. Рівне : НУВГП, 2005. 163 с.
73. Орлов В. О., Шевчук Б. И. Интенсификация работы водоочистных сооружений. Київ: Будивэльнык, 1989. 128 с.
74. Орлов В. О., Мартинов С. Ю., Орлова А. М., Зошук В. О. Очищення природної води на пінополістирольних фільтрах: монографія. Рівне: НУВГП, 2012. 172 с.
75. Орлов В. О., Колотило В. Д. Зернистые фильтры для подготовки воды. Харків: Фактор, 2004. 256 с.
76. Орлов В. О., Квартенко О. М., Мартинов С. Ю., Гордієнко Ю. І. Знезалізнення підземних вод для питних цілей. Рівне: УДУВГП, 2003. 155 с.
77. Орлов В. О., Зошук А. М., Мартинов С. Ю. Пінополістирольні фільтри в технологічних схемах водопідготовки. Рівне: РДТУ, 1999. 143 с.
78. Орлов В. О., Мартинов С. Ю. Контактное обезжелезивание вод на пенополистирольных фильтрах: монографія. Міжнародний Видавничий Дім "LAP Lambert Academic Publishing", 2015. 322 с.
79. Орлов В. О., Мартинов С. Ю., Куницький С. О., Меддур М. М. Дослідження процесу знезалізнення підземної води на зернистих фільтрах з підвищеною крупністю гранул. *Вісник НУВГП: збірник наукових праць*. 2012. Випуск 4(60). 268 с.
80. Орлов В. О., Мартынов С. Ю. Аераційні методи знезалізнення води. *Вода та водоочисні технології*. Київ: НТУ «Київський політехнічний університет», 2011. С. 42–52.



81. Орлов В.О., Туровська П. Безреагентне очищення річок Полісся. *Коммунальное хозяйство городов*. 2003. С. 128–132.
82. Орлов, В.О. Знезалізнення підземних вод спрощеною аерацією та фільтруванням. Рівне: НУВГП, 2008. 158 с.
83. Пилипенко А.Т., Нохин Н.Г., Выхин Н.Г., Запольский А.К. Комплексная переработка минерализованных вод. Київ: Наукова думка, 1984. 284 с.
84. Плехов В. Г., Дьяченко В. В., Дьяченко И. Л. Автоматизация процессов биологической очистки сточных вод предприятий нефтяной промышленности. *Вестник ПНИПУ. Химическая технология и биотехнология*. 2012. №14.
85. Поляков В.Л. Теоретический анализ длительности фильтроцикла. *Химия и технология воды*. 2009. Т.31. №6. С. 605–618.
86. Поляков В. Л. Моделирование осветления суспензий в зернистых загрузках при нелинейной фильтрации. *Коммунальное хозяйство городов: науч.-техн.сб.* Київ: техніка, 2007. Вип.74. С. 222–230.
87. Поляков В. Л. О фильтровании суспензии при начальном загрязнении загрузки (линейная кинетика массообмена). *Доп. НАН України*. 2006. № 10. С. 65–71.
88. Поляков В. Л. Расчет разделения суспензий фильтрованием через трехслойную загрузку при линейном массообмене. *Проблеми водопостачання, водовідведення та гідравліки*. 2006. Вип.7. С. 122–131.
89. Поляков В. Л., Шевчук Е. А. Расчет ступенного фильтрования суспензий через зернистые загрузки. *Вісник НУВГП: Збірник наукових праць*. 2007. Вип. 4(40). Ч.2. С. 544–553.
90. Поляков В. Л. Расчет фильтрования суспензий через многослойную загрузку при линейной кинетике массообмена. *Химия и технология воды*. 2008. № 1. С. 3–31.



91. Поляков В.Л. О моделировании действия аэробной биопленки при очистке сточных вод фильтрованием. *Проблеми водопостачання, водовідведення та гідравліки*. 2010. Вип. 14. С. 163–75
92. Понкратова С. А., Емельянов В. М., Сироткин А. С., Шулаев М. В. Математическое моделирование и управление качеством очистки сточных вод. *Вестн. Казанского технологического университета*. 2010. №5–6. С. 76–85.
93. Ключев А. С., Глазов Б. В., Дубровский А. Х., Ключев А. А. *Проектирование систем автоматизации технологических процессов: справочник, пособ. 2-е изд., перераб. и доп.* Москва: Энергоатомиздат, 1990. 464 с.
94. Саблій Л.А., Коренчук М.С. Встановлення раціональних параметрів процесів біологічного очищення технологічних вод картонно-паперової фабрики. *Біотехнологія XXI ст.: матер. XII Всеукр. наук.-практ. конф. присвяч. 100-річчю з дня народж. Артура Корнберга*. 2018. С. 111.
95. Саблій Л. А. Багатоступенева анаеробно-аеробне очищення високонцентрованих технологічних вод. *Вісник Національного університету водного господарства та природокористування*. 2009. Вип. 4. С. 185–192.
96. Саблій Л. А., Козар М. Ю. Ефективність біологічного видалення сполук фосфору із технологічних вод в різних кисневих умовах. *Енергетика: економіка, технології, екологія*. 2012. №. 2. С. 104–108.
97. Саблій Л. А., Бляшина М. В. Анаеробне очищення технологічних вод на першій стадії біологічної очистки. Київ: НТУУ «КПІ», 2011. 152 с.
98. Сандуляк А.В., Гаращенко В.И. Электромагнитные фильтр-осадители: монография. Львов: Выща школа, 1982. 70 с.



99. Сандуляк А. В. Магнитно-фильтрационная очистка жидкостей и газов. Москва: Химия, 1988. 132 с.
100. Сандуляк А. В. Особенности магнитного фильтрования воды в циркуляционных системах электростанций. *Изв. вузов СССР. Сер. Энергетика*. 1983. № 3. С. 90–93.
101. Сандуляк А. В. Очистка жидкостей в магнитном поле. Львов : Вища школа, изд-во при Львов. ун-те, 1984. 166 с.
102. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Автоматизація процесу знезалізнення технічної води. *Комп'ютерні технології: інновації, проблеми, рішення 2015: тези I Всеукраїнської науково-технічної конференції*. 2015. С. 85–86.
103. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Автоматизація процесу магнітного осадження домішок. *Сучасні проблеми математичного моделювання та обчислюваних методів: матеріали конференції*. 2015. С. 145.
104. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Автоматизація процесу очищення технологічних вод від нафти з використанням магнітних фільтрів. *Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем управління організаційно-технічними та технологічними комплексами: матеріали III Міжнародної науково-технічної Internet-конференції*. 2014. С. 89–90.
105. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Комп'ютерне моделювання і дослідження процесу магнітного осадження домішок. *Сучасні проблеми математичного моделювання та обчислюваних методів: матеріали конференції*. 2015. С. 146.
106. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Комп'ютерне моделювання процесу магнітного очищення рідин з ідентифікацією маособмінного коефіцієнта. *Проблеми інформатики та комп'ютерної техніки: праці III-ї Міжнародної науково-практичної конференції*. 2014. С. 70–72.



107. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Комп'ютерне моделювання та автоматизація процесу магнітного очищення води. *Бионика интеллекта: научно-технический журнал*. 2014. №2(83). С. 117–122.
108. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Моделювання та автоматизація процесу магнітного фільтрування води. *Контроль і управління в складних системах: матеріали XII Міжнародної конференції*. 2014. С. 167.
109. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Автоматизація процесу аеробного очищення технологічних вод. *Інформаційно-обчислювальні технології, автоматика та електротехніка: матеріали Міжнародної науково-практичної конференції молодих науковців, аспірантів та студентів*. 2016. С. 243–244.
110. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Дослідження впливу БПК на якість аеробного очищення технологічних вод. *Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем управління організаційно-технічними та технологічними комплексами: матеріали III Міжнародної науково-технічної internet-конференції*. 2016. С. 15–16.
111. Сафоник А.П., Клепач М.І., Таргоній І.М. Дослідження та автоматизація реакторів біологічного очищення стоків при контролі концентрації кисню. *Радіоелектроніка, інформатика, управління*. 2017. № 3(42). С.192–197.
112. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Комп'ютерне моделювання процесу аеробного очищення технологічних вод. *Пробл. машиностроения*. 2016. Том 19, №2. С.31–36.
113. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Комп'ютерне моделювання процесу очистки технологічних вод в реакторах біологічного очищення. *Проблеми інформатики та комп'ютерної техніки: праці VI*



- Міжнародної науково-практичної конференції. 2017. С. 117–119.
114. Сафоник А. П., Таргоній І. М., Пасічник В. А. Моделювання процесу електрокоагуляційного очищення рідин. *Вісник Інженерної академії України*. 2018. №1. С. 105–110.
115. Сафоник А. П., Гаращенко В. І., Астрелін І. М., Гаращенко О. В. Моделювання процесу магнітного осадження домішок у рівноциклічній насадці з визначенням масообмінного коефіцієнта. *Вісник Інженерної академії України*. 2013. №3-4. С. 116–120.
116. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Моделювання та автоматизація процесу отримання електрокоагулянту для освітлення та знебарвлення промислових технологічних вод. *Електронне моделювання*. 2019. Т. 41. №5. С. 17–33.
117. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Про моделювання процесу аеробного очищення технологічних вод з урахуванням зворотного впливу. *Міжнародна наукова конференція, присвячена 80-річчю від дня народження Михайла Павловича Ленюка: матеріали конференції*. 2016. С. 225–227.
118. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Про моделювання та автоматизацію процесу аеробного очищення технологічних вод. *Телекомунікації, автоматика, комп'ютерно-інтегровані технології: збірка доповідей Всеукраїнської науково-практичної конференції молодих учених*. 2016. С. 194–197.
119. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Розробка системи візуалізації для керування процесом очищення технологічних вод. *Комп'ютерне моделювання та програмне забезпечення інформаційних систем і*



- технологій*: збірник наукових праць III Всеукраїнської науково-практичної конференції. 2017 р. С. 169–170.
120. Сафоник А. П., Таргоній І. М. Розроблення імітаційної моделі процесу електрокоагуляції. *Сучасні проблеми математичного моделювання, обчислювальних методів та інформаційних технологій*: матеріали Міжнародної наукової конференції. 2018. С. 212–213.
121. Сафоник А. П. Математичне моделювання процесу фільтрування двокомпонентних технологічних вод з урахуванням зворотного впливу. *Волинський математичний вісник. Серія: Прикладна математика*. 2010. Вип. 7(16). С. 193–198.
122. Святенко А. І., Корнійко Л. М. Розрахунок процесу біологічного очищення міських технологічних вод за допомогою математичних моделей з урахуванням структури потоків. *Екологічна безпека*. 2009. т. 3(7). С. 77–80.
123. Сівак В. М., Пригорницький Д. О., Климяк Ю. Є. Побудова просторового фільтраційного поля для одного класу фільтрів із тришаровою засипкою. *Вісник НУВГП. Технічні науки : зб. наук. праць*. 2011. Вип. 4(56). С. 70–82.
124. Ткачев Р. Ю. Исследование электрокоагуляционной установки очистки сточных вод как объекта автоматизации. *Восточно-Европейский журнал передовых технологий*. 2012. №6(60). С. 48–51.
125. Федюн Р. В., Найденьова Т. В., Юрченко Р. В. Математична модель технологічного процесу біохімічного водоочищення. *Наукова праці Донецького національного технічного університету. Серія: Обчислювальна техніка та автоматизація*. 2012. Випуск 22(200). С. 45–55.
126. Федюн Р. В., Попов В. А., Найденова Т. В. Принципы построения динамической модели процесса





- биохимической водоочистки. *Обчислювальна техніка та автоматизація: наук. праці ДонНТУ*. 2010. Вип.18(169). С. 172–179.
127. Федюн Р. В., Попов В. А., Найденова Т. В. Принципы построения динамической модели процесса биохимической водоочистки. *Обчислювальна техніка та автоматизація: наук. праці ДонНТУ*. 2010. Випуск 20(158). С 30–37.
128. Филатова Е. Г., Кудрявцева Е. В., Соболева А. А. Оптимизация параметров электрокоагуляционного процесса на основе математического моделирования. *Вестник ИрГТУ*. 2013. № 4(75). С. 117–123.
129. Филипчук В. Л. Очищення багатокomпонентних металомісуючих технологічних вод промислових підприємств. Рівне: УДУВГП. 2004. 232с.
130. Халтурина Т. И., Руденко Т. М., Чурбакова О. В. Исследование технологии электрохимической обработки сточных вод, содержащих эмульгированные нефтепродукты. *Изв. ву- зов. Строительство*. 2008. № 8. С. 56–60.
131. Черных И. В. Simulink: среда создания инженерных приложений. Диалог-МИФИ. 2003.
132. Чурсин В. Ф., Горбунов С. В., Федотова Т. В. Аварийные разливы нефти: средства локализации и методы ликвидации. *Журнал системы безопасности*. 2004. №1. С.20–24.
133. Шантарин В. Д., Завьялов В. В. Оптимизация процессов электрокоагуляционной доочистки питьевых вод. *Научные и технические аспекты охраны окружающей среды. Сб. обзорной информации*. 2003. № 5. С. 62–85.
134. Яковлев, С. В., Воронов Ю. В. Водоотведение и очистка сточных вод: учеб. для вузов – 4-е изд., доп.и перераб. Москва: Изд-во АСВ. 2006. 702 с.



135. Shaw A., Hashim K. S., Alkhaddar R., Pedrola M. O., Phipps D. Influence of electrodes spacing on internal temperature of electrocoagulation (EC) cells during the removal (Fe II) from drinking water. *The 3rd BUID Annual Doctoral Research Conference*. 2017. P. 48–63.
136. Adetola V., Lehrer D., Guay M. Adaptive estimation in nonlinearly parameterized nonlinear dynamical systems. *American Control Conf. on O'Farrell Street*. 2011. P. 31-36.
137. AlaaEldin Mohamed Hisham Elnenay, Gehan Farouk Malash, Ehssan Nassef, Mohamed Hussein Abdel Magid, Treatment of drilling fluids wastewater by electrocoagulation. *Egyptian Journal of Petroleum*. 2016. 26(1). P. 203–208.
138. Atousa Ghaffarian Khorram, Narges Fallah, Treatment of textile dyeing factory wastewater by electrocoagulation with low sludge settling time: Optimization of operating parameters by RSM. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 2018. Volume 6, Issue 1. P. 635–642.
139. Bharath Nayak. A Review of Electrocoagulation Process for Wastewater Treatment. *International Journal of ChemTech Research*. 2018. P. 73–84.
140. Bomba A., Klymiuk Yu., Prysiazhniuk I., Prysiazhniuk O., Safonyk A. Mathematical Modeling of Wastewater Treatment from Multicomponent Pollution by Using Microporous Particles. *AIP Conf. Proc. 1773*. 2016. P. 1–11.
141. Bomba A., Safonyk A., Fursachik E. Identification of mass transfer distribution factor and its account for magnetic filtration process modeling. *Journal of Automation and Information Sciences*. 2013. Volume 45(4). P. 16–22.
142. Bomba A., Safonyk A. Mathematical modeling of aerobic wastewater treatment in porous medium. *Zeszyty Naukowe WS*. 2013. Vol. 12. Nr 1. P. 21–29.
143. Bomba A., Safonyk A. Mathematical simulation of the process of aerobic treatment of wastewater under conditions of diffusion and mass transfer perturbations. *Journal of*



- Engineering Physics and Thermophysics*. 2018. Vol. 91, № 2. P. 318–323.
144. Bomba A., Safonyk A. Mathematical Simulation of the Process of Aerobic Treatment of Wastewater under Conditions of Diffusion and Mass Transfer Perturbations. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*. 2018. Vol. 91, Is. 2. P. 318–323.
145. Boulkroune B., Darouach M., Gille S. A nonlinear observer for an activated sludge wastewater treatment process. *American Control Conference*. 2009. P. 1027–1033.
146. Brun R., Kiihni M., Gujer W. Practical identifiability of ASM2d parameters - systematic selection and tuning of parameter subsets. *Water Research*. 2002. № 36. P. 4113–4127.
147. Brune D. Optimal control of the complete-mix activated sludge process. *Environmental Technology*. 1985. Vol. №6:11. P. 467–476.
148. Djaenudin, Muchlis, Ardeniswan Nickel removal from electroplating wastewater using electrocoagulation. *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*. 2018. P. 1–8.
149. Dochain D. Adsorption analysis: Equilibria and kinetics. Imperial College Press. 1998. 347 p.
150. Dochain D., Vanrolleghem P. Dynamical modelling and estimation in wastewater treatment processes. London: IWA Publishing. 2001. 342 p.
151. Filatova E. G., Kudryavtseva E.V., Soboleva A. A. Optimization of parameters of electrocoagulation process on the basis of mathematical modeling. *Bulletin of the Irkutsk State Technical University*. 2013. №4 (75). P. 117-123.
152. Ghai Q. Modeling, estimation and control of biological wastewater treatment plants. Doctoral Theses at NTNU. 2008. 187 p.



153. Henze M., Grady G., Gujer W. Task group on mathematical modelling for design and operation of biological wastewater treatment processes. Activated sludge model no. 1. Scientific and Technical Report 1. 1987. 243 p.
154. Henze M., Gujer W., Mino T. Task group on mathematical modelling for design and operation of biological wastewater treatment. Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. Scientific and Technical Report 9. London: IWA Publishing, 2000. 122 p.
155. Ives K.J. Rapid filtration. *Water Research*. 1970. Vol. 4(3). P. 201–223.
156. Jean Nepo Hakizimana, Bouchaib Gourich, Mohammed Chafi, Youssef Stiriba, Christophe Vial, Patrick Drogui, Jamal Naja. Electrocoagulation process in water treatment: A review of electrocoagulation modeling approaches. *Desalination*. 2017. Vol. 404. P. 1–21.
157. Jung Hwan Kim, Byung min An, Dae Hwan Lim, Joo Yang Park, Electricity production and phosphorous recovery as struvite from synthetic wastewater using magnesium-air fuel cell electrocoagulation. *Water Research*. 2018. Vol. 132. P. 200–210.
158. Hashim K., Khaddar R., Jasim N., Shaw A., Phipps D., Kot P., Pedrola O., Alattabi A., Abdulredha M., Alawsh R. Electrocoagulation as a green technology for phosphate removal from river water. *Separ. Purif. Technol.* 2019. P. 135–144.
159. Khalturaina T. I., Rudenko T. M., Churbakova O. V. Investigation of the technology of electrochemical treatment of sewage containing emulsified petroleum products. *Izv. universities. Construction*. 2008. № 8. P. 56–60.
160. Knightes G., Peters G. Statistical analysis of nonlinear parameter estimation for monod biodegradation kinetics using bivariate data. *Biotechnol.* 2000. №2. P. 160–170.



161. Moussa, Dina & El-Naas, Muftah & Nasser, Mustafa & Al-Marri, Mohammed. A comprehensive review of electrocoagulation for water treatment: Potentials and challenges. *Journal of Environmental Management*. 2016. P. 186–192.
162. Nikiforova E.Yu., Kilimnik A.B. The regularities of electrochemical behavior of metals under the influence of alternating current. *Vestn. TSTU*. 2009. T.15, No. 3. P. 604–614.
163. Orlov V., Martynov S., Kunitsky S. Water defferrization in polystyrene foam filters with sediment layer. Deutschland: LAP LAMBERT Academic Publishing, 2016. 94 p.
164. Philipchuk V. L. Cleaning of multicomponent metal-containing sewage from industrial enterprises. Rivne: UDUVGP. 2004. 232p.
165. Rajwant Kaur, Amit Arora Amandeep Kaur Narendra singh Sangeeta sharma. Treatment of waste water through electrocoagulation. *Pollution Research*. 2018. Vol. 37(Issue 2). P. 394–403.
166. Safonyk A., Targoniy I., Bomba A. Development of an automated decision support system for the process of biological wastewater treatment. *Computer Science and Information Technologies: proceedings of the XII international scientific and technical conference*. 2017. Vol. 1. P. 71–75.
167. Safonyk A., Bomba A. Mathematical modeling process of liquid filtration taking into account reverse influence of process characteristics on medium characteristics. *International Journal of Applied Mathematical Research*. 2015. Vol. 4, No. 1. P. 1–7.
168. Safonyk A. Modelling the filtration processes of liquids from multicomponent contamination in the conditions of authentication of mass transfer coefficient. *Int. J. Math*.



- Models and Methods in Appl. Sciences*. 2015. Nr 9. P. 189–192.
169. Safonyk A., Targonyi I., Martyniuk Y., Bomba A. Research and automation of the process of wastewater treatment electrocoagulation. *Computer Science and Information Technologies: proceedings of the XIII international scientific and technical conference*. 2018. Vol. 1. P. 84–88.
170. Safonyk A., Targonyi I. The automation of aerobic wastewater treatment. *Computer Science and Engineering: proceedings of the 8th International academic conference*. 2016. P. 33–34.
171. Safonyk A., Bomba A., Tarhonii I. Modeling and automation of the electrocoagulation process in water treatment. *Advances in Intelligent Systems and Computing*. 2019. Vol. 871. P. 451–463.
172. Safonyk A., Burduk A., Targonyi I. Research of simulation model of electrocoagulation process. *Modeling, Control and Information Technologies: proceedings of International scientific and practical conference*. 2019. P. 117–118.
173. Samir, Ahmed & Chelliapan, Shreeshivadasan & Zakaria, Zuriati & Ajeel, Mohammed & Alaba, Peter. A review of electrocoagulation technology for the treatment of textile wastewater. *Reviews in Chemical Engineering*. 2016. Vol. 33. P. 263–292.
174. Sandoval, Miguel & Fuentes-Ramirez, R & Nava, José & Rodríguez, Israel. Fluoride removal from drinking water by electrocoagulation in a continuous filter press reactor coupled to a flocculator and clarifier. *Separation and Purification Technology*. 2014. Vol. 134. P. 163–170.
175. Shantarin V. D., Zavyalov V. V. Optimization of processes of electrocoagulation treatment of drinking water. *Scientific and technical aspects of environmental protection. Sat Review Information*. 2003. No. 5. P.62–85.



176. Smoczyński L., Muńska K. T., Kosobucka M., Pierożyński B., Wardzyńska R., & Załęska-Chróst B. Destabilization of model wastewater in the chemical coagulation process. *Ecological Chemistry and Engineering*. 2014. Vol. 21(2). P. 269–279.
177. Taheri, Mahsa & Alavi Moghaddam, Mohammad Reza & Arami, Mokhtar. A comparative study on removal of four types of Acid Azo dyes using electrocoagulation process. *Environmental Engineering and Management Journal*. 2014. Vol. 13. P. 557–564.
178. Thelma Pavón, Gonzálo Munguia del Río, Hipolito Romero, Jorge M. Huacuz. Photovoltaic Energy-Assisted Electrocoagulation of a Synthetic Textile Effluent. *International Journal of Photoenergy*. 2018 Vol. 3. P. 1–9.
179. Vinita Khandegar. Data on treatment of sewage wastewater by electrocoagulation using punched aluminum electrode and characterization of generated sludge. *Data in Brief* 18. 2018. P. 32–37.
180. William Perren, Arkadiusz Wojtasik, Qiong Cai. Removal of microbeads from wastewater using electrocoagulation. *American Chemical Society Omega*. 2018. Vol. 3. P. 3357–3364.
181. Yavuz Y., Ögütveren Ü.B. Treatment of industrial estate wastewater by the application of electrocoagulation process using iron electrodes. *Journal of Environmental Management*. 2018. Vol. 207. P. 151–158.



Національний університет  
водного господарства  
та природокористування

*Наукове видання*

**Андрій Петрович САФОНИК, Іван Миколайович ТАРГОНІЙ**

**МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ОЧИЩЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОЇ  
ВОДИ ДЛЯ ЇХ АВТОМАТИЗАЦІЇ**

*Монографія*



Технічний редактор Андрій Сафоник  
Комп'ютерна верстка Іван Таргоній

Національний університет  
водного господарства  
та природокористування

Підписано до друку 29.01.2021 р. Формат 30×42 / 4.

Папір друкарський № 1. Гарнітура Times. Друк різнографічний.

Ум.-друк. арк. 9,18. Обл.-вид. арк. 20,2.

Тираж 100 прим. Зам. № 5262.

Видавець Червінко А.В.

Віддруковано ТМ «ДОЦЕНТ»

м. Рівне, вул. С. Петлюри, 14а

(068) 209-31-61,

(067) 360-96-97

[www.docent.rv.ua](http://www.docent.rv.ua)



Свідоцтво про внесення суб'єкта видавничої справи до державного  
реєстру видавців, виготівників і розповсюджувачів  
видавничої продукції РВ № 49 від 29.05.2009 р.



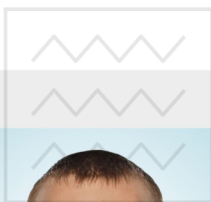


Національний університет  
водного господарства  
та природокористування

## Сафоник Андрій Петрович

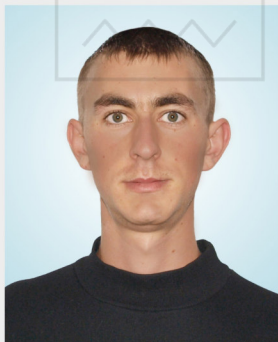


Д.т.н., професор,  
професор кафедри автоматизації,  
електротехнічних та  
комп'ютерно-інтегрованих технологій.  
Автор понад 250 наукових робіт,  
серед яких 5 монографії та 7 патентів.  
e-mail: a.p.safonyk@nuwm.edu.ua  
ORCID ID: 0000-0002-5020-9051



Національний університет  
водного господарства  
та природокористування

## Таргоній Іван Миколайович



К.т.н., ст. науковий співробітник  
науково-дослідної частини  
Національного університету  
водного господарства  
та природокористування.  
Автор 23 наукових робіт.  
e-mail: targoniy93@ukr.net  
ORCID ID: 0000-0002-0811-952X