

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
«ХАРКІВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»

Л. В. Кричковська, Л. А. Васьковець, І. В. Гуренко, О. В. Шестопапов,
О. О. Варанкіна, Г. Ю. Бахарєва, О. Я. Пітак, М. А. Чиркіна, А. Б. Григоров, Л.
О. Міхеєнко, Ю. О. Соболь, О. В. Толстоусова, Д. І. Єршов, К. В. Слісь, М. О.
Бондар

**ПРОЕКТНІ РІШЕННЯ У РОЗРОБЦІ АПАРАТІВ БІОЛОГІЧНОЇ
ОЧИСТКИ ГАЗОПОДІБНИХ ВИКИДІВ**

Монографія

Харків
НТУ «ХПІ»
2014

УДК 504.06+577.1

*Публікується за рішенням вченої ради університету
(протокол № 1 від 07.02. 2014)*

Рецензенти:

І.А. Петрова, д-р. юр. наук, професор, завідувач кафедри інформаційної та економічної безпеки, Харківський національний університет внутрішніх справ ХНУВС (м. Харків)

М. А. Цейтлін, д-р. техн. наук, професор, професор кафедри хімічної техніки та промислової екології НТУ «ХПІ» (м. Харків)

Автори:

Л. В. Кричковська, Л. А. Васьковець, І. В. Гуренко, О. В. Шестопапов, О. О. Варанкіна, Г. Ю. Бахарєва, О. Я. Пітак, М. А. Чиркіна, А. Б. Григоров, Л. О. Міхеєнко, Ю. О. Соболев, О. В. Толстоусова, Д. І. Єршов, К. В. Слісь, М. О. Бондар

Проектні рішення у розробці апаратів біологічної очистки газоподібних викидів. Монографія / Л. В. Кричковська, Л. А. Васьковець, І. В. Гуренко та ін.; за ред. проф. Л. В. Кричковської – Харків: НТУ «ХПІ», 2014. – 208 с.

ISBN 978-966-97289-5-1

У монографії розглянуто сучасні проблеми забруднення навколишнього середовища газоподібними викидами різного походження на підставі аналізу літературних даних. Наведено дані експериментальних досліджень та математичного моделювання процесів біологічної детоксикації газоподібних викидів. На основі експериментальних даних та даних математичного моделювання розроблено проектні рішення у процесах біологічної очистки газоподібних викидів від шкідливих речовин.

УДК 504.06+577.1

ISBN 978-966-97289-5-1

© Колектив авторів, 2014 р.

© НТУ «ХПІ», 2014

Передмова

Основне призначення цієї роботи – ознайомлення спеціалістів із розрахунками проектування апаратів біологічної очистки газоподібних викидів від органічних та неорганічних токсикантів та одорантів.

Наукові дослідження, які відображено у монографії, було виконано згідно планів наукових досліджень кафедр нанотехнології та органічного синтезу, хімічної техніки та промислової екології, охорони праці та навколишнього середовища, а також у відповідності до науково-технічної державної теми МОН України «Математичне моделювання гетерогенних процесів з енергозбереженням як наукова основа екологічно орієнтованих та природоохоронних технологій» (ДР № 0102U000971).

Метою цієї монографії є розробка проектних рішень у галузі біологічної очистки газоподібних викидів від шкідливих та неприємно пахнучих речовин органічного та неорганічного походження на основі результатів власних експериментальних досліджень.

ВСТУП

Газоподібні викиди різного промислового походження за об'ємом, складом шкідливих речовин та їх концентраціями є небезпечним та потужним джерелом забруднення навколишнього середовища. Негативність впливу посилюється ще й тим, що переважно ці джерела забруднення знаходяться у зонах помешкання та життєдіяльності людей. Відомо, що установки біологічної очистки повітря є екологічно чистими, дешевими та простими в експлуатації. Тому, дослідження процесів біологічної очистки газоподібних викидів є актуальною темою.

Процес біодеструкції газоподібних шкідливих речовин було досліджено низкою вітчизняних та закордонних вчених. Отримані результати свідчать про широкі можливості біоочистки. Разом із тим, очевидна необхідність у комплексному підході, що включає експериментальне дослідження, розробку на цих засадах методів розрахунку та проектування та, власне, проектування установок біологічної очистки.

Мета наведеного у монографії дослідження полягає у розробці наукових основ моделювання та розрахунку процесів біодеструкції газоподібних шкідливих речовин та проектування установок біологічної очистки від газоподібних забруднень.

Основне практичне значення наведеного у монографії дослідження полягає у розробці науково обґрунтованих методик розрахунку проектних параметрів апаратів для біологічної очистки від водорозчинних та неводорозчинних газоподібних забруднень. Проектні рішення, що наведено у монографії, є продовженням досліджень, що викладено у [1].

РОЗДІЛ 1. Забруднення навколишнього середовища викидами неприємно пахучих речовин та методи їх дезодорації [1]

Під забрудненням атмосферного повітря розуміють збільшення концентрації фізичних, хімічних та біологічних компонентів понад рівень, що виводить природні системи зі стану рівноваги. Серед промислових викидів основними джерелами забруднення атмосферного повітря є низькі технологічні та вентиляційні викиди (світлові та вентиляційні ліхтарі цехів, труби вентиляційних установок, тощо) неперервної дії, які складають близько 80 % від загальної кількості викидів.

Шкідливі гази потрапляють у повітря в результаті спалювання палива для потреб промисловості, опалювання житла, роботи транспорту, спалювання та переробки побутових і промислових відходів. Атмосферні забруднювачі розділяють на первинні, такі, що поступають безпосередньо в атмосферу, і вторинні перетворення останніх, що є результатом. Так, сірчистий газ, що поступає в атмосферу, окислюється до сірчаного ангідриду, який взаємодіє з парами води та утворює крапельки сірчаної кислоти. При взаємодії сірчаного ангідриду з аміаком утворюються кристали сульфату амонію. Так само в результаті хімічних, фотохімічних, фізико-хімічних реакцій між забруднюючими речовинами і компонентами атмосфери, утворюються інші вторинні забруднення (діоксини, приземний озон, тощо).

Всі відомі технологічні процеси хімічного виробництва супроводжуються утворенням великої кількості відходів у вигляді шкідливих газів та пилу, шлаків, шламів, стічних вод, що містять різні хімічні компоненти, які забруднюють атмосферу, воду та поверхню землі.

Характерною особливістю промислових викидів хімічної, парфумерної, харчової промисловості є присутність в них різноманітних неприємно пахучих речовин (НПР) органічного походження. Вони виявляються головним

чином за запахом. Усунення запаху під час дезодорації повітря означає в той же час і усунення органічних речовин, які призводять до відчуття запаху навіть при низьких, дозволених до викиду в атмосферу концентраціях.

1.1. Забруднення атмосферного повітря викидами хімічних виробництв

Хімічна промисловість спричиняє значні забруднення навколишнього середовища. Існують чисельні публікації, які містять дані про викиди цієї галузі [1-21]. Загальні обсяги промислових викидів у повітряний простір колосальні. Найбільш небезпечними забруднювачами атмосфери є кислотоутворюючі оксиди – азоту, сірки, а також вуглекислий газ, чадний газ, аміак, фтор, хлор та промисловий пил. Їх надходження в повітря помітно змінило склад сучасної атмосфери порівняно з доіндустріальним періодом.

Основним джерелом забруднення атмосфери викидами металургійних заводів є коксохімічне, агломераційне, сталеплавильне та інші виробництва.

Коксохімічне виробництво забруднює атмосферу оксидом та діоксидом вуглецю, оксидом сірки. На 1 т перероблюваного вугілля виділяється близько 0,75 кг діоксиду сірки та по 0,03 кг різних вуглеводнів та аміаку. Поблизу коксохімічних заводів середні рівні вмісту в повітрі діоксиду сірки (сірчаного газу) складають від 0,05 до 0,2 мг/м³.

Цехи сіркоочистки коксохімічних заводів звичайно обладнані електрофільтрами, через які в атмосферу потрапляють сірчаний газ, сірководень, діоксид азоту, аерозоль сірчаної кислоти. За даними, вміст сірководню у вихідних газах складає 0,14 мг/м³, а діоксид азоту - 0,9 мг/м³. Розрахунки показують, що на відстані 1 км від цеху сіркоочистки в повітрі може міститися до 0,2 мг/м³ сірчаного газу. Окрім газів, коксохімічне виробництво викидає в атмосферу велику кількість пилу. Наприклад, при виробництві коксу на 1 тонну переробленого вугілля виділяється близько 3 кг

вугільного пилу. Велика кількість пилу виділяється при розвантаженні вугілля, в середньому 0,005% від маси розвантаженого вугілля.

Джерелами забруднення повітряного басейну на аглофабриках є агломераційні стрічки, барабанні та чашеві охолоджувачі агломерату, випалювальні печі, вузли пересилки, транспортування, сортування агломерату та інших компонентів, що входять до складу шахти. Кількість агломераційних газів - 2,5-4,0 тис. м³ на 1 тону отриманого агломерату з вмістом в них пилу від 5 до 10 г/м³. До складу газів входять оксиди сірки та вуглецю, а пил містить залізо і його оксиди, а також оксиди марганцю, магнію, фосфору, кальцію, іноді частинки титану, міді, свинцю.

Сірчистий газ SO₂ утворюється як побічний продукт при металургійному виробництві та спалюванні кам'яного вугілля або нафти, що вміщують домішки сірки. Обсяги викидів сірчистого газу залишаються великими у промислово розвинених країнах, незважаючи на введення жорсткого державного контролю та економічних санкцій на наднормативні викиди окиснів сірки.

Виробництво сталі супроводжується виділенням в атмосферу значної кількості газів та пилу. Виплавка однієї тонни сталі пов'язана з викидами в атмосферу 0,04 т твердих часток, 0,03 т діоксиду сірки, близько 0,05 т оксиду вуглецю. Пил містить сполуки марганцю, заліза, міді, цинку, кадмію, свинцю та інших сполук. При виплавці високо- та складнолегованих сталей в пил, крім оксидів заліза, потрапляють і діоксиди кремнію, сполуки сірки, фосфору, оксиди ванадію, сполуки хрому, нікелю, молібдену, селену, телуру та ін. Кількість газів, що утворюються, і вміст в них твердих часток залежить від способу виробництва сталі, використання кисневого дуття та інших факторів.

Забруднення навколишнього середовища навколо підприємств чорної металургії в залежності від переважного напрямку вітрів відчувається в радіусі 20-50 км. На 1 км² цієї території на добу випадає 5-15 кг пилу.

Вугільна промисловість є джерелом забруднення атмосфери метаном, та під час видобутку вугілля утворюються відвали порожньої породи, так

звані терикони. Усередині териконів в наслідок самозаймання тривалий час відбувається горіння вугілля, яке супроводжується виділенням сірчистого газу, окису вуглецю, продуктів сублімації смолистих речовин.

Нафтовидобувна, нафтопереробна, нафтохімічна промисловість призводить до викидів великої кількості вуглеводнів, сірководню та інших газів. Викид в атмосферу шкідливих речовин на нафтопереробних заводах відбувається, головним чином, у наслідок недостатньої герметизації устаткування.

Заводи синтетичного каучуку викидають в атмосферу такі шкідливі речовини, як стирол, дивініл, ацетон, ізопрен та ін.

До основних викидів підприємств хімічної промисловості відносяться окис вуглецю, окиси азоту, сірчистий ангідрид, аміак, пил від неорганічних виробництв, органічні речовини, сірководень і сірковуглець, хлористі сполуки, фтористі сполуки та інші.

Газоповітряні викиди від різних апаратів **лісохімічних виробництв** містять значну кількість парів летючих речовин і підлягають очищенню з метою запобігання попаданню їх в атмосферу, а також регенерації деяких з них.

Газові викиди оцтово-кислотного виробництва утворюються при витяганні оцтової кислоти екстракцією етилацетатом, а також при регенерації екстрагента на ефірокислотному і ефіроводному апаратах. Так, в пробах повітря із загального воздушника цих апаратів виявлене до 41 тис. мг/м³ етилацетату і до 4 тис. мг/м³ спиртів (табл. 1.1). Щоб уникнути втрат цих речовин на більшості заводів воздушники апаратів і місткостей екстракційної системи і етилацетатного відділення приєднують до колектора, пов'язаного зі скруббером, який зрошується кислотою або оборотною водою. Воздушники від апаратів ректифікації також пов'язані з колектором. Промивна вода від скрубберів повертається на екстракцію.

Не дивлячись на таку промивку, сумарний вміст летючих речовин в газах, що викидаються в атмосферу оцтово-кислотного виробництва,

перевищує в середньому 4 тис. мг/м³; особливо багато в них альдегідів і кетона, а також етилацетата. Проте, внаслідок того, що кількість газів, що викидаються із загальних воздушників є незначною, помітного забруднення атмосфери не відбувається.

У виробництві етилацетату викид його через загальний воздушник складає 24-30 тис. мг/м³. Для зниження втрат продукції на деяких заводах всі воздушники від апаратів на кожній стадії виробництва ацетатних розчинників виведено до окремих колекторів, приєднаних до зрошувальних скрубєрів. При достатньому зрошуванні скрубєрів досягається достатнє очищення газів.

Таблиця 1.1 – Концентрація шкідливих речовин в газових викидах, мг/м³ (середні дані за Сявським)

Речовина	Викиди на стадії регенерації екстрагентів	Викиди із загальних воздушників при виробництві	
		оцетової кислоти	етилацетату
Альдегіди (кетони)	-	1800	сліди
Метанол	2000	-	-
Метилформіат	-	-	1000
Етанол	2000	1000	-
Етілацетат	41100	1100	24700

1.2. Джерела забруднення повітря НПР від тваринницьких ферм

У сільських районах основними забруднювачами є тваринницькі та птахівницькі ферми, промислові комплекси з виробництва м'яса, енергетичні та теплосилові підприємства. У районі розташування приміщень для худоби

та птахів в атмосферу можуть надходити і поширюватися на значні відстані аміак, сірководень та інші продукти розкладання органічних речовин.

Крім того, викиди у повітря з тваринницьких об'єктів, можуть служити джерелом аерогенного розповсюдження умовно патогенної та патогенної мікрофлори, створювати загрозу перенесення збудників інфекційних хвороб з одного об'єкту на інший. Не менш важливе значення має й усунення специфічних запахів, що далеко розповсюджуються від тваринницьких об'єктів.

Шкідливі гази, що накопичуються у приміщеннях, волога, пил та мікроорганізми видаляються через витяжну систему та потрапляють в атмосферу, що оточує ферму. Чим більше тваринницьких приміщень в комплексі та чим вища концентрація тварин, тим більше буде забруднене повітря навколо приміщень і тим далі запах розповсюджується по території. Цьому сприяють такі чинники: багатоточковий викид повітря, неправильне розташування будівель по відношенню до пануючих вітрів, спосіб утримання тварин, відсутність деревних насаджень, твердих покриттів, недосконалість очисних споруд та низка інших моментів. Так, витяжною системою вентиляції при павільйонному розташуванні свинарських будівель у комплексах із поголів'ям від 10 тис. до 40 тис. свиней протягом години викидається до 6,05 кг пилу, до 14,4 кг аміаку і до 83,4 млрд. мікробних тіл. У комплексі на 10 тис. телят за одну годину взимку видаляється 103,9 млрд. мікробних тіл, 6,2 кг пилу, 23 кг аміаку, а одна тільки птахофабрика на 720 тис. голів птаха викидає в повітря протягом однієї години до 41,1 кг пилу, до 13,3 кг аміаку, до 1490 м³ вуглекислого газу та до 174,8 млрд. бактерій. З комплексу на 2 тис. корів видаляється за годину 8,7 млрд. мікробних тіл, 0,75 кг пилу, 4,8 кг аміаку, 2058 кг вологи у вигляді аерозолів. Навіть на відкритих годувальних майданчиках практично у будь-який час року в зоні дихання тварин зміст пилу, мікробів та аміаку досить високий. На території ферм між приміщеннями концентрація їх значно нижче, оскільки більшість з них негайно видаляється конвекцією повітряних потоків вгору, частина осідає на

землю (особливо біля вентиляторів), конструкції будівель, частина несеться вітром.

На тваринницьких фермах, птахофабриках джерелом НІР є також екскременти свиней, курей і т.п., у складі яких близько 20% речовин, які містять білок та приблизно 80% води [22].

Білок є не однорідною речовиною, а конгломератом азотовмісних органічних сполук. При їх розкладанні, що протікає за участі атомів азоту, утворюються переважно аміак та аміни, а із сірки, що міститься у білку, утворюються сірчисті з'єднання, наприклад сірководень, меркаптани та дисульфіді. Крім того, з чистих сполук утворюються спирти, альдегіди, кетон та карбонові кислоти.

Такого роду речовини та групи речовин можуть бути присутніми у емісіях ферм та свинарників, де первинними джерелами запахів є гній і гнойова рідота, так, наприклад, при визначенні карбонільних сполук в розчині від промивки 250 м³ повітря стайнових приміщень виявлено 22 альдегіди та кетон.

Таблиця 1.2 – Концентрація окремих компонентів у повітрі стайнових приміщень свиноферми

Компоненти	Концентрація, мг/м ³
1	2
Аміак	18
Сірководень	0,004
Скатол	0,003
Індол	0,003
Фенол	0,05
п-крезол	0,04
Оцтова кислота	6,7
Пропіонова кислота	1,1
н- масляна кислота	0,7

Продовження таблиці 1.2

1	2
ізо-масляна кислота	0,16
н- валеріанова кислота	0,88
с-валеріанова кислота	0,21
н-капронова кислота	0,01
ізо-капронова кислота	0,004
енантова кислота	0,003
каприлова кислота	0,005

У роботі [22] також наводяться дані про хімічний склад повітря хліва. Основні результати досліджень наведено у таблиці 1.3.

Таблиця 1.3 – Хімічний склад повітря хліву

Хімічний компонент	Розкид значень концентрації, мг/м ³	Середня концентрація, мг/м ³
фенол	1,6-43	10
п-крезол	1,7-75	23
оцтова кислота	51-326	173
пропіонова кислота	22-290	109
п- масляна кислота	19-617	114
ізо- масляна кислота	2-78	26
п- валеріанова кислота	6-63	21
ізо- валеріанова кислота	6-92	25

Особливість цих викидів – це неприємно пахнучі речовини (НПР), які є органічними речовинами, завислими у повітрі. Викиди НПР не завжди перевищують норми ГДК, але легко помітні у повітрі за властивим їм специфічним запахом, тому їх усунення відбувається в незначних об'ємах.

1.3. Викиди в атмосферу харчових, переробних та мікробіологічних виробництв

На підприємствах переробки тваринницьких комплексів та, зокрема, на м'ясокомбінатах, утворюються викиди з дуже сильними запахами, що містять аміак, аміни, меркаптани, насичені та ненасичені жирні кислоти, альдегіди, кетон, феноли та інші вуглеводні.

Підприємства харчової промисловості, що переробляють сировину тваринного та рослинного походження, викидають у атмосферу газоповітряні суміші НПР, джерелами викидів яких є також виділення м'ясожирових цехів, термічні виділення ковбасних цехів, цехи технічних фабрикатів, а також залпові викиди при очищенні жироловок.

Різноманітність тваринної та рослинної сировини, а також особливості технологічних процесів, визначають відмінність в хімічному складі викидів, для кожного виду виробництва найбільш інтенсивні виділення НПР відбуваються при проведенні термічних процесів, таких як вариво, копчення, випарка та сушка. Окрім НПР викиди таких виробництв можуть містити також частинки продукту та конденсовані пари [23]. Найбільш неприємним запахом відрізняються газоповітряні викиди цехів із переробки відходів основного виробництва у м'ясокістне борошно.

Одним з основних технологічних процесів, що виділяє значну кількість НПР, є процес варива сировини у вакуумних казанах під тиском. При скиданні тиску, виділяється велика кількість пари з високою концентрацією НПР. Крім того, ці пари містять найдрібніші частки твердого продукту та крапельки жиру [24].

Склад викидів термічного виділення ковбасного цеху за даними [25] в мг/м³ наведено у таблиці 1.4

Таблиця 1.4 – Викиди термічного виділення ковбасного цеху

Вид устаткування	Група речовин				Сума органічних речовин	
	Нейтральна	Кислотна	Основна	Фенольна	Хроматографічний аналіз	Хімічний аналіз
Обсмажувальна камера	25,0-46,7	17,4-27,6	4,8-34,5	13,5-39,5	60,7-148,1	55,0-180
Коптильна камера	19,0-121	9,5-30,3	14,2-89,0	17,2-32,8	59,9-273,3	250
Автокоптилка	20,2	12,5	4,8	13,3	50,8	100-380

Аналізуючі надані дані, очевидно, що у відпрацьованому коптильному димі переважає нейтральна група НПР, проте, разом із органічними сполуками присутня значна кількість неорганічних шкідливих домішок (аміак, сірководень) тих, що володіють неприємними запахом. Крім того, у викидах коптильних камер містяться тверді частинки, оксиди сірки та токсичні ароматичні сполуки. Склад викидів технологічного процесу отримання харчових жирів також містить НПР, які утворюються на стадіях екстракції жирів, дезодорації, підігрівання, тощо. Склад газоповітряних викидів виробництв жиркомбінату в мг/м³ надано у таблиці 1.5.

У цехах із виробництва технічних фабрикатів НПР утворюються при висушуванні сировини (виділяються із соковими парами), зниженні тиску горизонтальних вакуумних казанів, відкритті та закритті завантажувальних кришок казанів, їх розвантаженні, просіюванні м'ясокісткового борошна та його зберіганні на складі.

При виробництві сухих кормів, технічного жиру, утворюються такі речовини, як аміак, сірководень, альдегіди, кетон, меркаптани та ін., що володіють неприємним запахом. Найбільш висока концентрація НПР в технологічних викидах випарних казанів (сокових парах), обсяг яких складає біля 10% всіх викидів даного виробництва.

Таблиця 1.5 – Склад викидів виробництв жиркомбінату [26], мг/м³

Речовина	Варка господарського мила	Безреактивне розщеплювання жирів	Виробництво стеарину	Рафінація рослинної олії
акролеїн	0,9 - 5,9	60,0	1,6	сліди
ацетальдегід пропіонової	3,3 - 16,3	92,0	-	-
альдегід	1,6	62,0	-	-
етанол	0,5 - 6,4	-	8,0	сліди
п-пропанол	3,0 - 10,4	-	4,8	сліди
ізопропанол	5,0	164,0	53,4	сліди
оцетова кислота	-	26,3	-	-
пропіонова кислота	-	95,7	-	-
масляна кислота	-	106,7	-	-
ізо-валернальна кислота	-	292,7	-	-
капронова кислота	-	225,0	-	-
Обсяги газових викидів виробництв, м ³ /год	3000	5000	7200	540

Гази викидів мікробіологічних виробництв характеризуються наявністю широкого спектру одорантів, присутніх в них в незначних кількостях, але достатніх для відчуття неприємного запаху.

Слід зазначити, що на основних технологічних стадіях біотехнологічних виробництв може відбуватися надходження в навколишнє середовище так званого «біологічного чинника», основними джерелами якого є:

- аерозоль газоповітряних викидів від устаткування, ферментації стадій відділення та загушення біомаси, що містить живі клітини;
- аерозоль від сушильних установок, що містить інактивовані клітини;
- аерозоль на стадіях виділення з культуральної рідини екзометаболітів;
- продукти біосинтезу організмів на стадіях їх виділення з біомаси;

• стічні води виробництв, що містять живі, інактивовані клітини та продукти їх метаболізму.

Одоранти представлено продуктами метаболізму культур - продуцентів та супутньої мікрофлори, а також сполуками, які утворюються у процесах біологічної, термічної та окиснювальної деструкції біомаси.

У таблиці 1.6 наведено результати групового хімічного аналізу конденсатів газів різних мікробіологічних виробництв, що відходять.

Таблиця 1.6 – Результати групового хімічного аналізу викидів мікробіологічних виробництв

Група речовин	Відділення	Вміст у викидах різних виробництв, мг/м ³								
		Хлор-тетрацикліна	Бовверіна	Кормогрізіна	Етнобактеріна	Гігро-мідіна	Нео-міціна	Моно-міціна	Дендро-бациліна	Пеніциліна
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Нейтральна	Ферментація	3,2	0,7	1,5	2,6	7,2	0,43	1,1	0,8	25-102
	Сушка	1,6	1,6	0,4	2,5	1,3	Немає даних			
Кислотна	Ферментація	7,2	0,4	1,4	11,1	1,3	0,34	0,57	0,7	2,4-69
	Сушка	1,2	0,9	0,5	3,4	0,3	Немає даних			
Фенольна	Ферментація	2,3	0,4	1,5	1,2	2,3	0,26	0,45	0,5	0,4-2,0
	Сушка	0,4	-	0,5	0,5	ОД	Немає даних			
Лужна	Ферментація	3,3	0,7	1,4	19,0	1,3	0,37	0,56	0,4	2-10
	Сушка	0	1,9	0,5	4,4	0	Немає даних			

1.4. Парфумерно-косметична промисловість

Парфумерно-косметична промисловість включає підприємства із виробництва синтетичних запашних речовин, парфумерних та косметичних виробів, парфумерної склотари, алюмінієвих туб, виробів з пластмаси.

Підприємства синтетичних запашних речовин (СЗР) виробляють продукцію тонкого органічного синтезу. У виробництві СЗР використовуються процеси окиснення, відновлення, етерифікації, конденсації, нітрації, омилення та низки інших.

Багато технологічних процесів проводяться у присутності розчинників, які не зазнають хімічних перетворень і є середовищем для взаємодії інших речовин. З продуктів реакції розчинник звичайно виділяється за допомогою ректифікації, часто під вакуумом. Таким же чином проводиться регенерація розчинників, що вживаються для екстракції і кристалізації.

Парфумерно-косметичні підприємства виробляють парфуми, одеколони, туалетне мило, креми, губну помаду, тіні, туші, пудру, лаки для нігтів, шампунь та ін.

Парфумерні рідини одержують із парфумерних композицій шляхом розчинення їх у спирті в реакторах. Одержані розчини витримуються у відстійниках до визрівання, фільтруються та розливаються у парфумерну склотару.

Джерела виділення та склад забруднюючих речовин, що викидаються у атмосферу підприємствами галузі, наведено у таблиці 1.7. З таблиці 1.7 видно, що основними поллютантами цієї галузі виробництва є речовини, які мають запах, тому питання щодо їх дезодорації також актуально.

Таблиця 1.7 – Питомі показники технологічних викидів в атмосферу від підприємств парфюмерно-косметичної промисловості

Найменування виробництва	Найменування забруднюючих речовин	Питомий викид	
		одиниця вимірювання	величина
1	2	3	4
Виробництво цитраля з ізопрена	Ацетон	кг/кг ізопрена	0,489
	Ізопрен		0,249
	Диметилвінілкарбоніл		0,085
	Толуол		1,069
	Соляна кислота		0,013
	Ацетилен		0,121
	Метанол		0,046
	Оцетовий ангідрид		0,046
Виробництво метанола	Спирт ізопропіловий	г/кг	0,81
	Ментол		25,3
	Тимол		6,17
	м-крезол, дікрезоли		75,9
	Пропилен		18,2
	Дініл		11,5
Виробництво іонуна	Ацетон	кг/кг іонуна	0,291
	Толуол		0,325
	Оцетова кислота		0,0017
	Неідентифіковані речовини за ацетоном		0,046
Виробництво парфюмерних виробів (одеколони, духи та ін.)	Сума запашних речовин	кг/1000 шт. виробів	0,014
	Спирт етиловий		0,718
Виробництво шампуню	Запашні речовини	кг/1000 шт. флаконів	0,014
	Спирт етиловий		0,347
Виробництво кремів в тубах	Формальдегід	кг/1000 туб. кремів	0,00011
	Вуглеводні		0,215
	Запашні речовини		0,235

1.5. Комунально-побутовий сектор як джерело забруднення атмосфери одорантами

На території великих міст в наслідок утворення побутових відходів (ТПВ) та комунально-побутових стічних вод джерелами НПР можуть бути продукти розкладання ТПВ, сміттєспалювальні заводи, каналізаційні та очисні споруди.

У товщі **твердих побутових відходів**, що складають на полігонах, під впливом мікрофлори відбувається біотермічний анаеробний процес розкладання органічних складових відходів. В результаті цього процесу утворюється біогаз, основну об'ємну масу якого складають метан та діоксид вуглецю. Разом з названими компонентами біогаз містить пари води, оксид вуглецю, оксиди азоту, аміак, вуглеводні, сірководень, фенол та у незначних кількостях інші домішки, що володіють шкідливою для здоров'я людини та навколишнього середовища дією. Кількісний та якісний склад біогазу залежить від багатьох чинників, зокрема, від кліматичних та геологічних умов місцезнаходження полігону, морфологічного та хімічного складу відходів, умов складування (площа, об'єм, глибина поховання), вологості, щільності та ін., і підлягає уточненню у кожному конкретному випадку [27].

При спалюванні 1 т твердий побутовий відхід (ТБО) на **сміттєспалювальних заводах** утворюється 4-8 тис. м³ димових газів, що містять оксиди азоту і сірки, хлороводород та поліароматичні вуглеводні, хлорбензоли і важкі метали (ртуть, вісмут, свинець, кадмій, мідь та інші) [28]. В загальному випадку, димові гази сміттєспалювальних котлоагрегатів, що викидаються в атмосферу, є складною багатоконпонентною сумішшю, до складу якої входять оксиди сірки, азоту, вуглецю, альдегіди, кетон, граничні вуглеводні парафінового ряду, циклопарафіни, циклічні ароматичні вуглеводні, зокрема канцерогенні, а також важкі метали. Всього в димових

газах котлоагрегатів ідентифіковано і кількісно визначено 27 інгредієнтів [29-30].

Об'єкти каналізаційної мережі традиційно вважаються джерелами викиду в атмосферу погано пахучих речовин (НПР). Так званій «запах каналізації» властивий очисним спорудам, насосним станціям, камерам гасіння та іншим об'єктам.

Проблема погано пахучих повітряних викидів у житлових зонах є слідством бурхливого розвитку сучасних міст. Зростання населення, розширення передмість, хаотичність міської забудови, обмеженість комплексного міського планування та законодавчого регулювання часто призводять до безпосереднього сусідства густозаселених житлових зон із раніше ізольованими об'єктами міської каналізаційної мережі.

Із зростанням впорядкування міст безперервно зростає і насиченість інженерними комунікаціями, зокрема каналізацій. При цьому розміщення інженерних комунікацій здійснюється при мінімальних відстанях між ними і житловими будівлями.

Зростання населення призводить і до збільшення кількості стічних вод, що проходять через міську каналізацію. Зміна якості життя населення призвела до зміни складу стічних вод, що, у свою чергу, визначило зміну складу компонентів повітряних викидів каналізаційної мережі.

Аналіз компонентів повітряного викиду каналізаційної мережі підтверджує, що у формуванні викиду беруть участь декілька джерел хімічних сполук:

1. Продукти життєдіяльності мікроорганізмів (метан, сірководень, аміак, оцетова, олеїнова, стеаринова, міристинова, масляна та пропіонова кислоти, поліненасищені спирти).
2. Компоненти засобів побутової та особистої гігієни (лімонен, а-пінен, гептаналь, гептадеканол, нонаналь, гептаналь, октаналь).
3. Промислові розчинники (чотирихлористий етилен, дихлорметан, бензол, ксилол, толуол).

4. Компоненти ГСМ (парафіни нафти, насичені вуглеводні (пропан, бутан, пентан, гексан, гептан, октан, нонан, декан, ейкозан та їх похідні), органосилоксани, 2,5-пірролідіндіон).

5. Продукти розпаду пластичних мас (діоктілфталати і, можливо, стирол та α -метилстірол). При цьому, ціла низка із вказаних речовин володіють індивідуальним запахом, наприклад, нонаналь (пронизливий солодкуватий), октаналь (різкий жирний), гептаналь (різкий неприємний), пропіонова кислота (різкий неприємний), масляна кислота (запах згірклого масла), капронова кислота (неприємний) і т.д.

Таким чином, контроль повітряних викидів НПР на об'єктах каналізаційної мережі стає серйозною соціальною проблемою для міських властей.

1.6. Походження і хімічні властивості НПР

У газоповітряних викидах всіх зазначених у попередніх розділах виробництв виявлено одоранти різної хімічної структури, органічних речовин, що відносяться до різних груп.

Запах, як прояв певних ознак дії на людину, можливий унаслідок летючості хімічних сполук, тісно пов'язаних із тиском пари речовини а також їх розчинності у воді та розчинниках. Він відноситься як до органічних, так і до неорганічних сполук, число яких у порівнянні із органічними сполуками, відносно мале. Класифікація органічних одорантів з інтенсивним запахом на групи речовин за Густом [31] наводиться на рис. 1.1.

Всюди, де ці речовини в процесі переробки і перетворень контактують з атмосферою можливий обмін речовин, що призводить до викиду НПР. У якій кількості за даних умов речовина випускає запах залежить від температури протікання процесу і температури навколишнього середовища, а також від процесів масопереносу, який визначається коефіцієнтами дифузії та

швидкості перебігу потоків. Аналіз газової фази може дати правильне уявлення про сполуку, що володіє запахом.

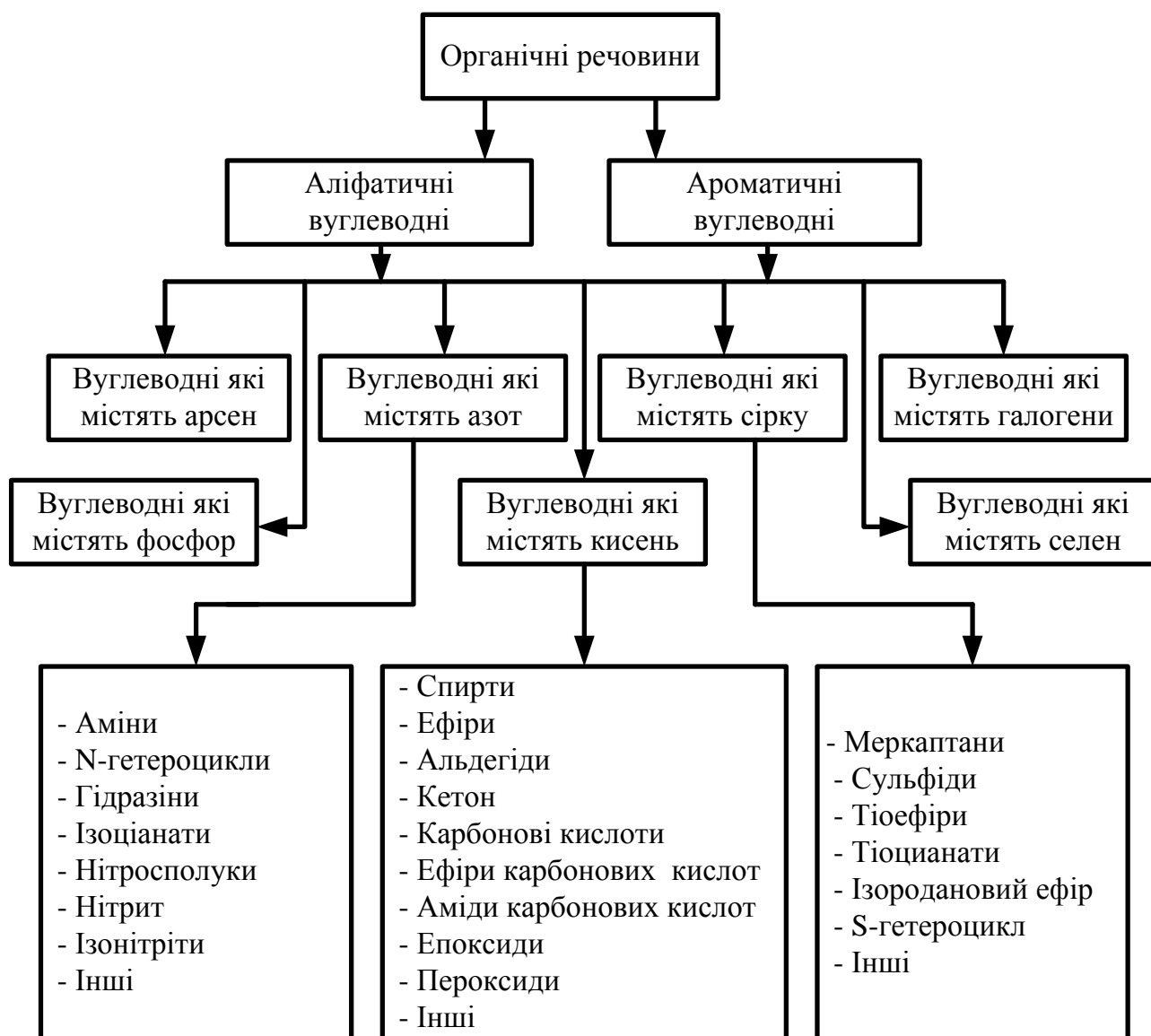


Рисунок 1.1. Розподіл органічних сполук з інтенсивним запахом за класами

Граничні концентрації, за яких виявляються запахи більшості одорантів, складають менш ніж 1 нг/мл, а деяких – нижчий 0,1 нг/мл (10%), тобто, нижче за межу чутливості сучасних універсальних газохроматографічних детекторів.

Сприйняття запаху ґрунтується на виборчій реакції між летючими органічними сполуками та високоспеціалізованими нюховими клітками [32]. При цьому межа сприйнятності, граничне значення концентрації, при якій відчувається запах, для деяких речовин може бути дуже малим.

Інформаційний зміст сприйняття запаху характеризується трьома компонентами: якісним сприйняттям запаху, тобто видом запаху, кількісним сприйняттям запаху, його силою; дією запаху.

Вид запаху і його дія залежать від речовини та концентрації, а сила запаху логарифмічно залежить від концентрації.

На запах сприймаються речовини, які є летючими (молекулярна вага до 350 од.), гідрофільними і ліофільними.

Ці вимоги обумовлюються механізмом дії пахучих речовин, які повинні бути емісійовані, принесені повітрям як газом-носієм, потім вони можуть дифундувати в слизовій та ліпідній оболонках і викликати реакцію у рецепторі.

Запахи – це результат хімічних і біохімічних перетворень, які [33] можна класифікувати на 4 категорії:

- термічне розкладання органічних сполук (спалювання сміття, ливарне виробництво, сушка сировини та продуктів виробництва та ін.);
- анаеробне розкладання органічних речовин (продукти харчування, стічні води, активний мул, біомаса та ін.);
- анаеробне розкладання тваринних продуктів (виробництво кров'яного, рибного або м'ясокісткового борошна і т.п.);
- утримання тварин (свинарник, птахофабрика та ін.).

Встановлено, що деякі сполуки з неприємним запахом лужні, інші кислотні або нейтральні. Деякі добре розчиняються у воді (триметиламін), інші погано (тіофенол). Деякі полярні, інші ні.

Всі сполуки можуть бути окиснені до простих безпечних речовин, таких як SO_2 , H_2O , CO_2 і N_2 , термічним або каталітичним методом, в газовій фазі (наприклад, з озоном) або в рідкій з реагентами: аміачною водою, діоксидом хлора, перманганатами, лугами або кислотами. У таблиці 1.8 наведено перелік основних пахучих речовин, класифікованих за хімічними властивостями, що дозволяє вибрати необхідну технологію і устаткування їх дезодорації.

Таблиця 1.8 – Класифікація одорантів за хімічними та фізичними властивостями [33]

Хімічна сполука	Формула	Молекулярна маса	Індекс дезодорації, або одиниця запаху (GE)	Гранична концентрація запаху
1	2	3	4	5
Бензол	C_6H_6	78	300	300 ч.млн
Толуол	$C_6H_5CH_3$	92	720	40 ч.млн
Ксилол	$C_6H_4(CH_3)_2$	106	360-18200	0,4-20 ч.млн
1,2,3,5-тетраметилбензол	$C_6H_2(CH_3)_4$	134	136000	2 ч.млрд
Ізопропілбензол	$C_6H_5CH(CH_3)_2$	120	89600	40 ч.млрд.
Етилацетат	$CH_3COOC_2H_5$	88	1900	50 ч.млрд
Тетилформіат	$HCOOCH_3$	60	300	2000 ч.млн
Ацетон	CH_3COCH_3	58	720	300 ч.млн
Тетилетилкетон	$CH_3COC_2H_5$	72	3800	30 ч.млн.
Метилізобутилкетон	$CH_3COCH_2CH(CH_3)_2$	100	1000	8 ч.млн
Метилізоатилкетон	$CH_3COCH_2CH_2CH(CH_3)_3$	114	75 100	70 ч.млрд
Етилізоамілкетон	$C_2H_5CO(CH_2)_2CH(CH_3)_2$	128	660	4 ч.млн.
Діізобутилкетон	$[(CH_3)_2CHCH_2]_2CO$	142	45	50 ч.млн.
Метилмеркаптан	CH_3SH	48	533000	35 ч.млрд
Етилмеркаптан	CH_3CH_2SH	62	289500000	2 ч.млрд.
Фенілмеркаптан	C_6H_5SH	110	940000	0,2 ч.млрд
Сірководень	H_2S	34	17000000	1 ч.млрд
Метилсульфід	$(CH_3)_2S$	62	2760000	0,1 ч.млрд
Фенилсульфід	$(C_6H_5)_2S$	186	14000	4 ч.млрд.
Діізопілсульфід	$[(CH_3)_2CH]_2S$	118	3,2	3,2 ч.млрд
Формальдегід	$HCHO$	30	5000000	1 ч.млн.
Ацетальдегід	CH_3CHO	44	4300000	0,3 ч.млн
Пропанол	CH_3CH_2CHO	58	3865000	0,08 ч.млн
Акролеїн	$CH_2=CHCHO$	56	19300	20 ч.млн
Крононовий альдегід	$CH_3CH=CHCHO$	70	125000	0,2 ч.млн
Фурфурол	C_4H_3OCHO	96	5260	0,2 ч.млн
Бензоальдегід	C_6H_5CHO	106	22000	5 ч.млрд
Мурашина кислота	$HCOOH$	46	2200	20 ч.млн.
Оцетова кислота	CH_3COOH	60	1500	2 ч.млн
Пропіонова кислота	CH_3CH_2COOH	74	112300	40 ч.млрд

Продовження табл. 1.8

1	2	3	4	5
Бутилова кислота	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_2\text{COOH}$	88	50000	20 ч.млрд
Валеріанова кислота	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{COOH}$	102	256300	0,8 ч.млрд
Капронова кислота	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_4\text{COOH}$	116	43900	6 ч.млрд.
Пеларгонова кислота	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{COOH}$	158	164000	0,7 ч.млрд
Метанол	CH_3OH	32	22	6000 ч.млн
Етанол	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$	46	11	6000 ч.млн
Пропанол	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}$	60	480	45 ч.млн
Бутанол	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_2\text{CH}_2\text{OH}$	74	120	5000 ч.млн
Пентанол	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{CH}_2\text{OH}$	88	368	10 ч.млн
Гексанол	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_4\text{CH}_2\text{OH}$	102	14300	0,09 ч.млн
Гептанол	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_5\text{CH}_2\text{OH}$	116	23100	0,06 ч.млн
Октанол	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_6\text{CH}_2\text{OH}$	130	33000	2 ч.млрд
Деканол	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_8\text{CH}_2\text{OH}$	158	31000	6 ч.млрд
Фенол	$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	94	16	20 ч.млн
Крезол	$(\text{CH}_3)\text{C}_6\text{H}_4\text{OH}$	108	60-260	0,2-0,7 ч. млн
Метилацетат	$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	74	1100	200 ч.млн
Етилацетат	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	88	1900	50 ч.млн
Пропилацетат	$\text{CH}_3\text{COOC}_3\text{H}_7$	102	1600	20 ч.млн
Бутилацетат	$\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9$	116	1200	15 ч.млн
Аміак	NH_3	17	167300	55 ч.млн
Метиламін	CH_3NH_2	31	940000	3 ч.млн
Етиламін	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{NH}_2$	45	1445000	0,3 ч.млн
Бутиламін	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{NH}_2$	73	395000	0,3 ч.млн
Діметиламін	$(\text{CH}_3)_2\text{NH}$	45	280000	6 ч.млн
Діетиламін	$(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{NH}$	73	830000	0,3 ч.млн
Триетиламін	$(\text{CH}_3)_3\text{N}$	59	•193500	4 ч.млн

1.7. Аналіз способів очищення та дезодорації газоповітряних викидів

Складність проблеми дезодорації газоповітряних викидів обумовлена наступними причинами:

1. Низькою концентрацією НПР (менше гранично допустимої), через що застосовувати рекупераційні методи дезодорації із вилученням цільового компоненту для подальшого використання стає економічно недоцільно.

2. До складу викидів разом із НПР можуть входити водяна пара, а також аерозоль у твердій або рідкій фазах.

3. Важко оцінити ефективність дезодорації, оскільки вона в більшості випадків носить суб'єктивний характер.

Різноманіття джерел виділення НПР і умови виробництва обумовлюють вибір різноманітних методів дезодорації. З найбільш відомих методів дезодорації можна виділити наступні:

– термічний і термокаталітичний методи, що засновані на процесах деструкції і окиснення НПР киснем повітря, при підвищених температурах в газовому середовищі або на поверхні спеціального каталізатора;

– метод абсорбції, заснований на промивці газів рідкими поглиначами (вода, водні розчини лугів, кислот та інших хімічних окиснювачів);

– метод адсорбції заснований на поглинанні НПР твердими сорбентами, хімічними реагентами або спеціальними складами за атмосферних умов (температурах);

– газова обробка полягає у введенні у газоповітряні викиди потоку озону або спеціальних речовин, здатних нейтралізувати або маскувати неприємні запахи;

– біологічне очищення засноване на вловлюванні та нейтралізації НПР вологою масою або водною суспензією, що містить мікроорганізми.

Термічний і термокаталітичний методи вимагають великих капітальних вкладень та енерговитрат (витрата природного газу). Слід також наголосити на неекономічність обробки такими способами невеликих об'ємів газу з низькою концентрацією забруднень, яка практично залишається без змін. Великі ж концентрації призводять до швидкої «втоми» каталізаторів.

Одним з найпоширеніших методів дезодорації газоповітряних викидів є абсорбований – особливо в тих випадках, якщо НПР добре розчиняються у воді або водних розчинах.

Одним з недоліків описаного методу, є утворення великої кількості забруднених стічних вод. Окрім цього, матеріали з яких виготовляють очисні установки для абсорбції, повинні бути корозійностійкими, оскільки розчиняючі абсорбенти в більшості випадків хімічно агресивні.

При використанні методу абсорбції вдаються до регенерації промивної води, яка включає такі способи:

- 1) Фізичний спосіб – відгонка легких фракцій, екстракція, дистиляція, ректифікація, упарювання.
- 2) Хімічний спосіб – використання перманганату, хлору, озону і т.д.
- 3) Біологічний спосіб – біохімічне окиснення абсорбованих забруднень.

Проте, застосування перших двох способів пов'язане з необхідністю використання складного енергоємного устаткування (наприклад, для озонування води) або з труднощами виділення утвореного в процесі абсорбції шламу. Крім того, окиснення хлором може призвести до небезпеки утворення хлорвмісних сполук (хлорфенол і т.д.) в промивній воді та емісії хлора, та ще, при нейтралізації кислотного або лужного абсорбенту існує небезпека повторного виділення забруднюючих речовин. Саме тому для регенерації абсорбенту надається перевага біологічному способу, перш за все, через менші виробничі витрати та відсутність вторинного навантаження на навколишнє середовище. У загальному випадку, біологічна регенерація абсорбенту є окремим випадком біотехнологічної дезодорації газоповітряних викидів.

Адсорбція не дозволяє проводити повну дезодорацію відпрацьованого повітря через деяку селективність адсорбуючої речовини. Крім того, виникає необхідність проводити десорбцію, що робить цей метод затратним.

З кінця 60-х років ХХ сторіччя почалися дослідження та розробки методів мікробіологічної дезодорації, в якій штучно використовуються процеси, що протікають в природі. Ці методи цікаві тим, що будучи порівняно дешевими, вони тривалий час забезпечують стабільну та високу ефективність дезодорації, прості в експлуатації та не призводять до вторинних забруднень. Ці способи можна розглядати як комбінацію двох способів, які використовують для дезодорації газоповітряних потоків та очищення стічних вод.

При мікробіологічному очищенні викидів, шкідливі компоненти вибірково утилізуються різними штамами мікроорганізмів, які можуть бути

дисперговані в промивній рідині (абсорбенті) або іммобілізовані на поверхні насадок у вигляді біологічної плівки.

Завдяки здібності мікроорганізмів до адаптації, цей універсальний принцип використовується для утилізації широкого спектру забруднюючих речовин органічного походження, а також деяких неорганічних сполук, наприклад, аміаку, фосфорної кислоти, мінеральних солей і т.д.

Шляхом біохімічного окиснення в клітинах мікроорганізмів забруднюючі повітря речовини найчастіше розкладаються до вуглекислого газу та води.

Німецькими фахівцями накопичено найбільш успішний практичний досвід будівництва та експлуатації установок біологічного очищення газоподібних відходів. Порівняльний економічний аналіз [34] різних способів очищення газоподібних викидів (табл. 1.9) свідчить про те, що очищення та дезодорація викидів в біофільтрах та біоскруберах вимагає найнижчих капітальних та експлуатаційних витрат.

Ще наочніше переваги біотехнологічних методів детоксикації газоподібних викидів підтверджують результати аналізу, що наведено на рис. 1.2

Таблиця 1.9 – Порівняльні вартісні дані різних методів очищення газів

Спосіб очищення	Капітальні витрати, марки	Експлуатаційні витрати, марки /1000 м ³
Термічне спалювання	150000	1,4-1,7
Каталітичне окиснення	170000	1,3-1,5
Адсорбція	90000	0,5-1,0
Абсорбція	95000	0,8-1,0
Озонування	90000	0,4-0,6
Біоскрубер	85000	0,3-0,5
Біофільтр	70000	0,3-0,5

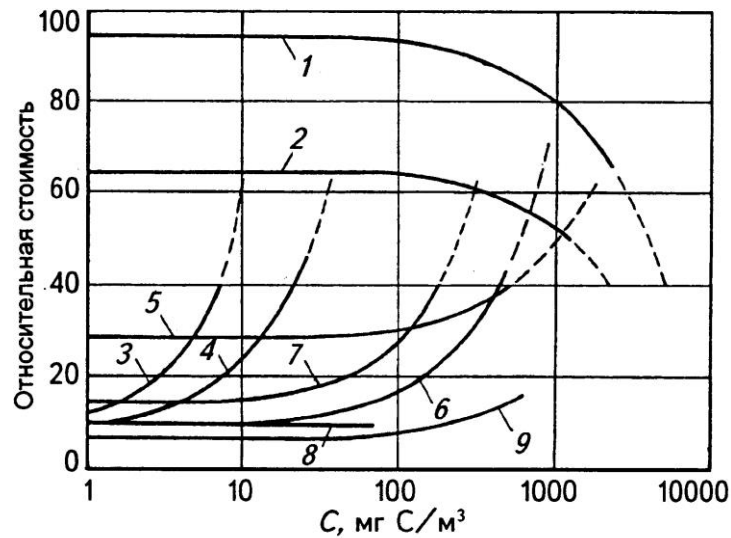


Рисунок 1.2. Залежність відносної вартості очищення газоповітряних викидів від концентрації вуглецю для різних установок продуктивністю 40000 м³/годину

1 – термічне допалювання (з теплообмінником); 2 – каталітичне допалювання (з теплообмінником); 3 – адсорбція (без регенерації використаного вугілля); 4 – адсорбція (з регенерацією активованого вугілля); 5 – адсорбція з термічним допалюванням; 6 – водяний скруббер; 7 – хімічний скруббер (двоступеневий); 8 – біоскруббер; 9 – компостний біофільтр

Крім того, сукупність параметрів та властивостей біологічного очищення газоподібних викидів дозволяє говорити про апаратну реалізацію цього процесу, не тільки як про технічно, але і про економічно вигідний природоохоронний захід.

1.8 Характеристика процесів та апаратів біологічної очистки газових викидів

1.8.1 Класифікація мікробіологічних методів очищення і дезодорації викидів

Створення індивідуальних методів очищення газів, що відходять, за допомогою мікроорганізмів було покладено в 1957 р. дослідженнями Помероя ґрунтового методу дезодорації сірководню з викидів.

З 80-х років було розроблено два мікробіологічні способи очищення газоповітряних потоків [1]:

- біофільтрація;
- біоабсорбція.

Слід зазначити, що застосування мікробіологічних способів очищення газоповітряних потоків можливо при виконанні наступних умов:

Для біофільтрації:

- речовини, що видаляються з газів, що відходять, повинні володіти здатністю осідати на фільтруючому матеріалі;
- речовини, що сорбуються, повинні біологічно розкладатися;
- продукти розкладання мікроорганізмів не повинні негативно впливати на біологічний процес розкладання, наприклад, із-за зрушення значення рН.

Для біоабсорбції:

- шкідливі речовини, що видаляються з газів, що відходять, повинні вимиватися (розчинятися, диспергується, конденсуватися) водою або культуральним середовищем (вода + мікроорганізми);
- шкідливі речовини, що вимиваються, повинні бути біологічно деструктивні.

В даний час для біологічного очищення повітря використовується три основних типу установок: біофільтри, біоскуббери і біореактори з омиваним шаром (табл. 1.10). Газоподібні з'єднання, що підлягають очищенню, проходячи через шар біокаталізатора в установках всіх трьох типів,

адсорбуються водним середовищем (плівковою вологою, аерозолем), а потім піддаються мікробіологічній деструкції. Це дозволяє при розробці конструктивних і технологічних рішень з біотехнологічного очищення повітря широко використовувати величезний досвід біологічного очищення стічних вод, особливо промислових.

Таблиця 1.10 – Класифікація установок біологічного очищення повітря

Тип установки	Робоче тіло установки	Водний режим	Основні стадії видалення домішок із забрудненого повітря	Джерело мінеральних солей
1	2	3	4	5
Біофільтр	Фільтруючий шар – мікроорганізми, іммобілізовані на природних носіях	Відсутня циркуляція води	1) Адсорбція матеріалом фільтруючого шару 2) Деструкція іммобілізованими клітками мікроорганізмів	Матеріал фільтруючого шару
Біоскрубер	Вода, активний мул	Здійснюється циркуляція води	1) Абсорбція водою в абсорбері 2) Деструкція в аеротенку мікроорганізмами активного мула	Мінеральні солі додаються у воду
Біо-реактор з омиваним шаром	Біокаталізатор - клітини мікроорганізмів, іммобілізовані на штучних і синтетичних матеріалах	Здійснюється циркуляція води	1) Дифузія через плівку, що покриває шар мікроорганізмів 2) Деструкція в біологічному шарі	Мінеральні солі додаються у воду

Загальна класифікація методів очищення і дезодорації за допомогою мікроорганізмів показана на рис. 1.3.

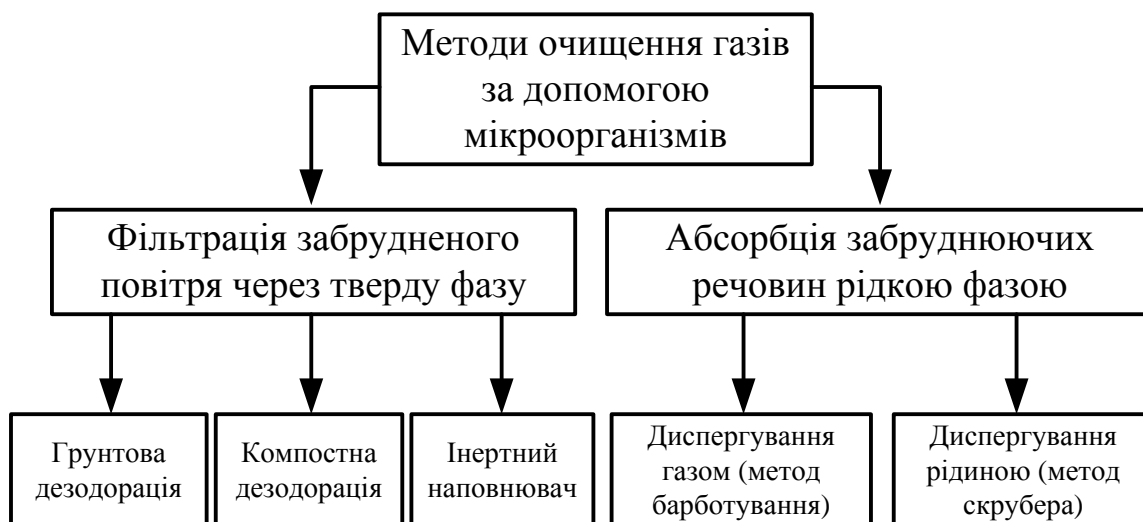


Рисунок 1.3. Класифікація методів очищення і дезодорації викидів за допомогою мікроорганізмів

З схеми видно, перш за все методи утилізації компонентів забруднень газів мікроорганізмами підрозділяються на типи твердої і рідкої фаз. Тверда фаза є способом обробки, при якій газ, що очищається, поволі проходить через шар мікроорганізмів, зосереджених в пористому носії, тобто, іншими словами, це спосіб біофільтрації. Залежно від типу носія реалізуються способи з інертним матеріалом (цеолітом, керамзитом і т.д), крім того, дякуючи компостізації відходів використовуються виготовлені компости. Можуть застосовуватися і інші носії органічного і неорганічного походження належної вологості і температури.

Типовим прикладом очищення за допомогою рідкої фази є спосіб з активним мулом.

Інтенсифікація процесу біоочищення безпосередньо пов'язана з використанням чистих культур і їх асоціацій, адаптованих до певних джерел забруднень.

Даний спосіб за пристроями розділяється на установки для роботи з диспергованим газом і рідиною. За способом з дисперговою формою газу в рідину, де мешкають мікроорганізми, вводиться розпорошений газ.

Практично забруднений газ безпосередньо вдувають в ємність з активним мулом. Прикладом реалізації можуть служити розробки фірми "Ебара Інфуйруко К.К." (Японія) і фірми "Akzo СmbН" (Німеччина).

Так фірмою "Ебара Інфуйруко К.К." розроблений спосіб і пристрій для дезодорації газів спільно з біоочищенням стічних вод. Газ, що очищається, подається безпосередньо під шар піни, що утворюється в аеротенку з пневмоаерацією. При проходженні газу через шар піни інтенсивність запаху істотно знижується. Відповідний пристрій включає аеротенк, первинний і вторинний відстійники, систему рециркуляції активного мула, систему подачі газу, що дезодорується, під шар піни на поверхні води в аеротенку, диспергатори для аерування суміші, мула, і подачі газу під шар піни.

Об'єм аеротенка 60 м^3 , витрата стічних вод $200 \text{ м}^3/\text{добу}$. Газ, що очищається, з витратою $6 \text{ м}^3/\text{хв}$ в суміші з повітрям ($7 \text{ м}^3/\text{хв.}$) подається під шар піни в аеротенку (висота шару піни $1,5 \text{ м}$). В результаті інтенсивність запаху знижується до $300\text{-}500$ одиниць.

У патенті Німеччини №3115448 дезодорацію газів хімічних виробництв, що містять $1700 \text{ мг}/\text{м}^3$, що відходять H_2S і $1800 \text{ мг}/\text{м}^3 \text{CS}_2$, також здійснювали шляхом подачі газоповітряної суміші ($13500 \text{ м}^3/\text{год}$) в аеротенк.

За способом з диспергованою формою рідини, званим методом "Скрубера", мікроорганізми, що містяться в рідині, подаються протитечею до газу, що очищається, зверху вниз (патент №44360 Фінляндії). Сорбційною рідиною служить культурне середовище з активним мулом, яка циркулює через аеротенк.

Одна з перших промислових установок за принципом "Скрубер" успішно працює на ливарному заводі в р. Меттінгені (Німеччина), очищаючи $12000 \text{ м}^3/\text{год}$ повітря забрудненого фенолом, що відходить, формальдегідом і третинними амінами.

В загальному випадку процес очищення і дезодорації викидів за допомогою мікроорганізмів можна представити як наступну послідовність етапів [1]:

Етап 1. При контакті газів, що містять компоненти забруднюючих речовин або НПР з абсорбентом або фільтруючим шаром відбувається розчинення і емульгування цих компонентів у воді (у разі біоабсорбції), а також адсорбція на фільтруючому шарі (у разі біофільтрації).

Етап 2. Розчинені і емульсовані у воді компоненти забруднень віддаляються з рідкої фази і фільтруючого шару за рахунок адсорбції (поглинання) їх мікроорганізмами.

Етап 3. Адсорбовані компоненти забруднень піддаються біохімічному окисненню у живих клітинах (стадія регенерації біологічного сорбенту), стають живленням для мікроорганізмів і служать для їх розмноження.

Розглянуті три процеси є послідовними етапами безперервних синхронних реакції, в результаті яких підтримується ефект очищення і дезодорації викидів від забруднень.

Етапи 1, 2 – це процеси розчинення і емульгування компонентів забруднень у воді, адсорбція на фільтруючому шарі і подальший контакт з мікроорганізмами. Якщо процес 2 розглядати як процес адсорбції мікроорганізмами, то механізм поглинання буде схожим на процес адсорбції з масообмінними процесами або хемосорбційними реакціями.

Етапи 2, 3 – процеси розкладання компонентів забруднень за рахунок біохімічних реакцій мікроорганізмів. Такі процеси відбуваються на стадії очищення стічних вод та регенерації активного мула та біоплівки. Мікроорганізми, що завершили розкладання, адсорбують нові компоненти забруднень, тобто етапи "2" і "3" повторюються. Очищені вода і що фільтрує шар в результаті процесів етапу "2" служать для процесу "1".

Як слідує з вищевикладеного, при процесі біофільтрації необхідно стежити за вологістю фільтруючого шару, оскільки процеси розчинення, адсорбції на клітці і біохімічні реакції усередині мікроорганізмів, протікають у водній фазі.

З приводу біоабсорбції, слід зазначити можливість проведення процесу за двома варіантами:

- етапи 1, 2, 3 можуть бути суміщені в одному апараті;
- етапи 1 може протікати в окремому масообмінному апараті – абсорбері або скрубєрі, а етапи 2, 3 в апараті типу аеротенк (рис. 1.3).

Згідно цієї схеми органічні домішки, які знаходилися в викидах, поглинені циркулюючою промивальною водою в абсорбері 1 поступають в резервуар циркулюючої води 2, тут дані домішки за допомогою активного мула піддаються мікробіологічному окислювальному розкладанню до повного розщеплювання їх на вуглекислий газ і воду. Дана вода насосом 3 знов подається в очисну колону 1. Частина виділеного мула, що відстоявся, випускається з нижньої частини відстійника. Резервуар циркулюючої води постійно або періодично поповнюється живлячою водою. Для збереження концентрації рН циркулюючої води в неї подається регулюючий агент і живильні речовини, що підсилюють активність мула.

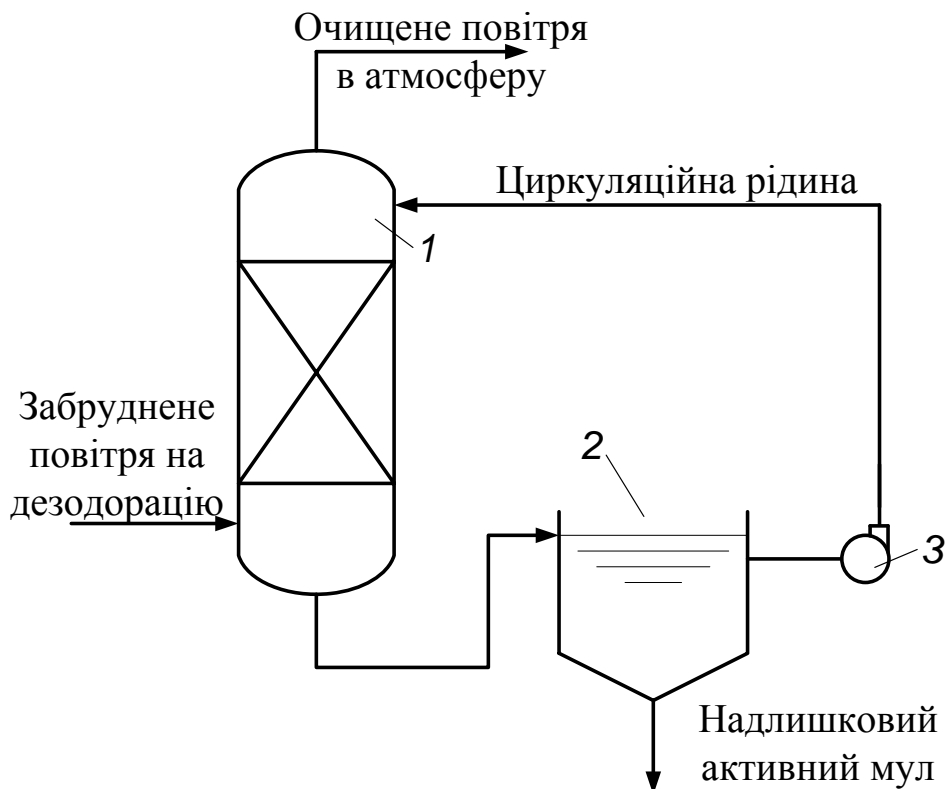


Рисунок 1.4. Схема дезодорація викидів в абсорбері з біохімічним окисненням в апараті типу аеротенк

1.8.2 Теоретичні основи процесу біофільтрації газових викидів

Біофільтрація є найбільш вигідною з економічної точки зору і найбільш відпрацьованою технологією очищення газів, що відходять. Вона може бути успішно використана для захисту атмосфери на підприємствах харчової, тютюнової, нафтопереробної промисловості, станціях очищення стічних вод, а також в сільському господарстві.

Під час ґрунтової дезодорації при проходженні через ґрунт забруднення, що знаходяться в повітрі, затримуються в проміжках між частинками ґрунту, адсорбуються на поверхні відважних частинок, розчиняються в ґрунтовій волозі і потім за допомогою ґрунтових мікроорганізмів піддаються окислювальному розкладанню або нейтралізації за рахунок хімічних реакцій інгредієнтів ґрунту.

Цей метод використовують переважно для очищення повітря від сірководня, фенольних сполук, а також нафтопродуктів. До переваг установок ґрунтової дезодорації відноситься:

- стабільність процесу;
- малі експлуатаційні витрати;
- простота управління.

Серед недоліків можна відзначити таке:

- потрібна велика площа для розміщення установок;
- необхідні спеціальні заходи захисту від погодних умов (дощу та снігу);
- біофільтрація лімітується температурними межами, допустимими для мікроорганізмів (нагріту газоповітряну суміш перед фільтрацією потрібно охолоджувати; у разі розміщення біофільтрів ґрунтової дезодорації за межами приміщень неможливо здійснювати очищення викидів взимку).

Ґрунт можна розглядати як великий біореактор з погано перемішуваним вмістом. Взаємодія забруднень з ґрунтовим середовищем можна зобразити схемний (рис. 1.4).

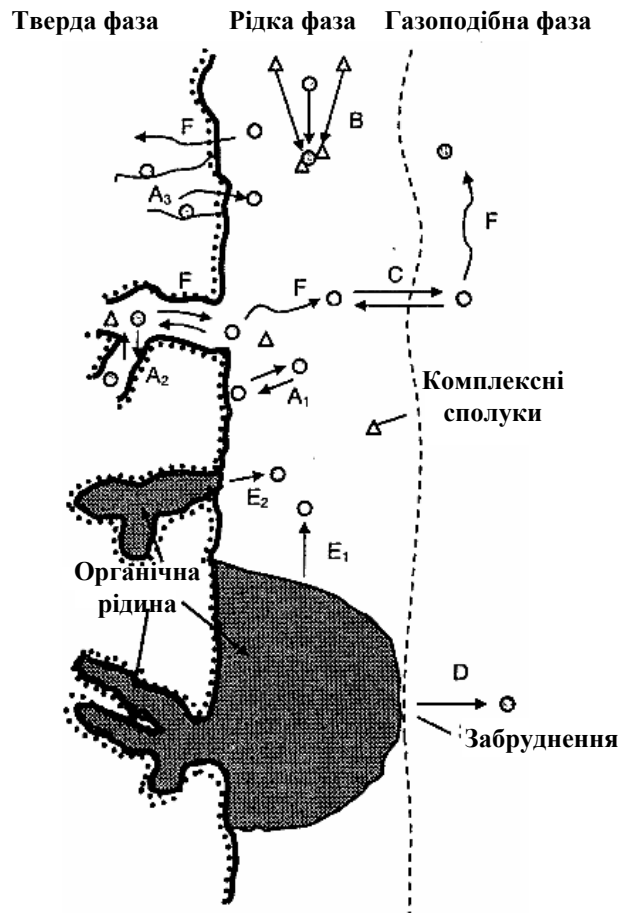


Рисунок 1.4. Схема взаємодії забруднень з ґрунтовим середовищем на межі розділу фаз (по A. Otten et al., 1997):

A – адсорбція/десорбція в твердій фазі в макро- (A1), мезо- (A2) і мікро- (A3) порах;

B – комплексоутворення з іншими речовинами у водній фазі;

C – випаровування з водної фази;

O – випаровування з органічної рідини;

E – розчинення в органічній рідині з макропор (E1) і мікропор (E2);

P – дифузія у водній фазі і в газовій фазі.

Забруднення в ґрунті можуть бути присутніми в чистому вигляді (у мобільній або немобільній формі), утворюючи власну фазу; у розчиненому стані; у адсорбованій ґрунтовими частинками формі; у газовій фазі. Результуюча швидкість руху забруднення визначається проникністю, або гідравлічною провідністю ґрунтового середовища. Проникність залежить від

властивостей рухомої фази (в'язкість, щільність) і твердої фази (розмір пір, структура, фізико-хімічні властивості).

На поведінку хімічних сполук в ґрунті (здатність адсорбуватися, вилуговувати або піддаватися хімічному розкладанню) впливають тонкодисперсні ґрунтові колоїди. Речовини-комплексоутворювачі, що містяться в ґрунтовому розчині, розчинені макромолекули, мобільні колоїдні частинки діаметром приблизно від 0,01 до 10 мкм сприяють підвищенню розчинності забруднень в ґрунтовій волозі. Крім того, в пористих ґрунтових шарах крупні частинки можуть рухатися разом з ґрунтовою рідиною швидше, ніж дрібні, які можуть затримуватися тріщинами, порожнечами в мінеральній матриці ґрунту. Тому прикріплені до колоїдних частинок розчинені речовини рухаються через пористе середовище швидше, ніж можна чекати, враховуючи адвентивний транспорт, розчинність з'єднань і їх здатність затримуватися нерухомою ґрунтовою матрицею в результаті процесів сорбції. Такий процес міграції забруднень називають полегшеним транспортом. Для протікання його колоїдні частинки, що діють як агенти полегшеного транспорту, повинні залишатися стабільними і не піддаватися агрегації або фільтрації у міру їх руху через водоносний пористий простір.

Управляючи колоїдною стабільністю і мобільністю за допомогою таких чинників, як рН, іонна сила, рідинна композиція, розмір частинок і стан колоїдів і/або забруднень, можна регулювати швидкість міграції забруднюючих речовин в шарі ґрунту. До складу колоїдів, які можуть об'єднуватися з органічними забрудненнями, входять глинисті мінерали, оксиди і гідроксиди заліза, алюмінію, фосфати, мікроорганізми, природні органічні речовини (гумінові і фульвокислоти), біологічний дебрис, бактеріальні полімери.

При русі в ґрунтовому середовищі в результаті адсорбційних і капілярних сил частина забруднень залишається позаду фронту просочування і утримується в твердій фазі ґрунту.

В процесі міграції забруднення розповсюджуються в горизонтальному і вертикальному напрямі. У міру того, як шлейф розчиненої речовини дрейфує убік від джерела забруднення (штуцер вводу газу на очищення), знижується його концентрація. При цьому в профілі концентрацій можуть бути локальні підвищення і пониження рівня вмісту забруднення в ґрунтовому середовищі, тобто зональне розповсюдження забруднення (диференціація).

Наступним етапом очищення, який відбувається одночасно з адсорбцією забруднених речовин, є їх десорбція та поглинання ґрунтовими мікроорганізмами, які окислюють їх до простих речовин.

Спосіб компостного очищення і дезодорації технічно аналогічний способу ґрунтової дезодорації, але як адсорбент у фільтрах використовують відходи тваринництва, екскременти дощових черв'яків, залишки деревних грибів або інші агенти ґрунтової основи [46]. Цей метод доцільно використовувати на тих самих підприємствах, де і утворюється компост: сміттєпереробні та сміттєспалюючі заводи, тваринницькі ферми тощо.

Переваги і недоліки даного способу аналогічні із способом ґрунтової дезодорації, проте, у разі компостної дезодорації залежно від виду використовуваного компостного фільтру існують обмеження за здатністю поглинання забруднень через те, що поглинаюча здібність кожного виду компосту до різноманітних компонентів забруднення різні і вимагають попередньої експериментальної перевірки. Як правило компостна дезодорація використовується для видалення фенольних сполук, сірководня, меркаптана, диметилсульфіда і ін.

Газоспоживаючі організми, іммобілізовані на твердих носіях і зібрані в спеціальних фільтрах, можуть функціонувати протягом тривалого часу (1,5–2 роки). Біофільтри принципово відрізняються від хімічних фільтрів тим, що вони піддають їх переробці до нешкідливих речовин (до води і вуглекислоти). Біофільтри практично весь час залишаються чистими, тобто не містять шкідливих речовин. Процес здійснюється шляхом продування через фільтр забрудненого повітря. Газові біофільтри можуть знайти широке застосування

в багатьох областях народного господарства для видалення небезпечних для здоров'я людини газів техногенного походження, зокрема з атмосфери заводських цехів, електростанцій та ін.

Області застосування в основному охоплюють газові потоки з невисокими концентраціями забруднюючих речовин із станцій очищення стічних вод, харчової, хімічної, фармацевтичної промисловості, сільського господарства та ін.

Спосіб біофільтрації через шар інертних наповнювачів технічно аналогічний ґрунтовій і компостній дезодорації і очищення забрудненого НПР повітря. В якості фільтруючого шару використовуються: цеоліт, керамзит, полімерні матеріали, деревні відходи і т.д. Оскільки даний фільтруючий шар не містить популяції мікроорганізмів, вона вноситься у вигляді активного мула, адаптованого активного мула, асоціації або монокультур. Іноді доцільно спочатку нарощувати біоплівку на інертному носії за аналогією роботи біофільтрів для очищення стічних вод, а потім використовувати для очищення газів.

В порівнянні з першими двома способами біофільтрації він має свої переваги:

- фільтруючий шар має високу порозність і як наслідок невисокий гідродинамічний опір;
- використовувані популяції мікроорганізмів, адаптовані до конкретних джерел забруднень, дозволяють досягати високого ступеня очищення.

Проте, всі недоліки біофільтрації характерні і для даного методу, тобто можна очистити невеликі потоки повітря, а для великих потоків потрібна площа для розміщення установки.

Біофільтр складається з наступних частин (рис. 1.5), які характерні для біофільтрів різних типів біологічного очищення стічних вод:

- фільтруючого наповнювача, поміщеного в резервуар круглої або прямокутної форми в плані (тіло біофільтра);

- водорозподільного пристрою для рівномірного зрошування водою поверхні наповнювача;
- дренажного пристрою для видалення профільтрованої рідини;
- повітророзподільного пристрою для надходження повітря всередину біофільтра.

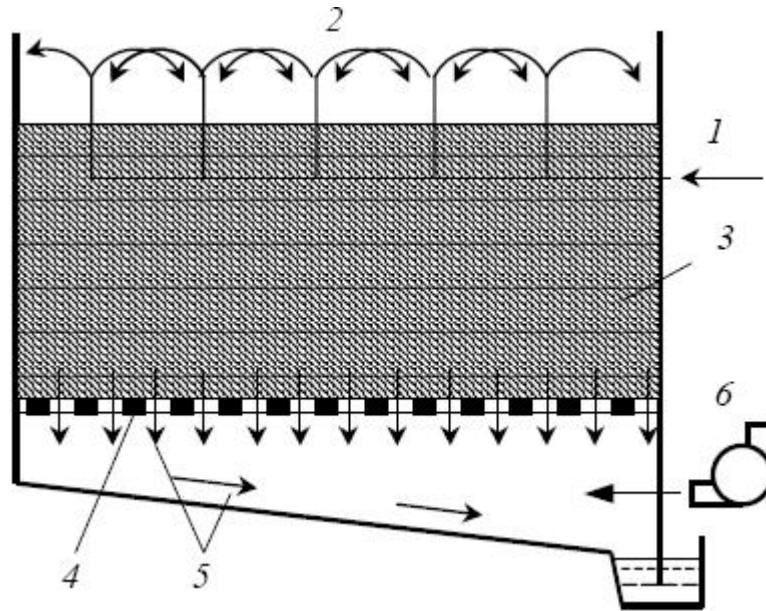


Рисунок 1.5. Розріз біофільтра:

- 1 – подача зрошувальної вод; 2 – водорозподільний пристрій;
 3 – фільтруючий наповнювач; 4 – дренажний пристрій.; 5 – стічна вода;
 6 –повітророзподільний пристрій.

1.8.3 Теоретичні основи процесу біоабсорбції газових викидів

Основні принципи дезодорації способом активного мула в установках типу аеротенк ті ж, що і в способі ґрунтової дезодорації, відмінність полягає в типі водної фази і процесі мікробіологічної дезодорації.

Якщо розглянути характерні особливості даного способу, то як його переваги можна відзначити наступне:

- інтенсивніше протікання абсорбційно-адсорбційних процесів;
- можливість обробки великих об'ємів повітря з більшою концентрацією забруднень при тих же площах установки;

– вищий ступінь утилізації забруднень.

До недоліків відноситься наступне:

– неможливість застосування на місцях, де не передбачено очисне устаткування із застосуванням активного мула;

– потрібна велика площа.

Дезодорація в установках типу струбера полягає в тому, що усередині безперервно поточного газу, що містить забруднення, розпилюється і розсівається водний абсорбент що містить культуру мікроорганізмів. Основні принципи обробки ті ж, що і в установках типу аеротенк. Відмінність полягає у використуваному устаткуванні.

Конструкції біоабсорберів ґрунтуються на принципі виникнення міжфазної дифузії між газом і рідиною у присутності мікроорганізмів і забезпеченні інтенсивної взаємодії в системі газ - рідина - клітина [47].

Застосовують біоабсорбери з рухомими і нерухомими пристроями, що забезпечують міжфазну взаємодію або без них. Як приклад можна привести конструкції біоабсорберів: без додаткових пристроїв – скрубер Вентурі; з нерухомими пристроями – тарілчасті колони з елементами насадки або без них; рухомими пристроями, що обертаються, типу ротаційного розпилювача та інші. Як правило, в якості апаратів-абсорбів застосовуються стандартні тарілчасті та насадкові абсорбери, які застосовуються і для абсорбційної очистки газів. Головною вимогою до конструкції очисного устаткування є висока ефективність масообмінних процесів для абсорбції як забруднюючих речовин, так і кисню з повітря, необхідного для біохімічного окиснення.

РОЗДІЛ 2. Механізм біотрансформації забруднюючих речовин та чинники, що впливають на ефективність біологічного очищення і дезодорації викидів [1]

Біологічні методи очищення повітря базуються на здатності мікроорганізмів руйнувати в аеробних умовах широкий спектр речовин і сполук до кінцевих продуктів, CO_2 та H_2O . Широко відома здатність мікроорганізмів до метаболізму аліфатичних, ароматичних, гетероциклічних, ациклічних та різних сполук вуглецю. Окрім органічних сполук, мікроорганізми також утилізували аміак, окиснюють сірчистий газ, сірководень та диметилсульфоксид. Існують дані про ефективне окиснення аеробними карбоксидобактеріями монооксиду вуглецю, що є одним з найбільш небезпечних повітряних забруднювачів. Представники роду *Nocardia* ефективно руйнують стеріни та ксилол; *Hyphomicrobium* – дихлоретан; *Xanthobacterium* – етан і дихлоретан; *Mycobacterium* – вінілхлорид. Найбільш широким спектром катаболічних шляхів характеризуються ґрунтові мікроорганізми. Так, тільки представники роду *Pseudomonas* здатні використовувати як єдине джерело вуглецю, сірки або азоту понад 100 сполук – забруднювачів біосфери. Тому, використання різних популяцій мікроорганізмів для дезодорації повітря є перспективним методом розробки економічних очисних споруд захисту біосфери. Розглянемо більш детально механізм біотрансформації забруднюючих речовин.

Здатність мікроорганізмів розщеплювати органічні сполуки встановлюється за співвідношенням повної біологічної потреби в кисні БПК до початку процесів нітрифікації та хімічної потреби у кисні ХПК, яка характеризує окиснення речовин до двоокису вуглецю та води. При співвідношенні БПК:ХПК > 50% речовини піддаються біохімічному окисненню [35].

Мікробіологічна утилізація компонентів забруднень вимагає, таким чином, активної популяції мікроорганізмів. Виходячи з цього, важливого

значення набуває підбір культур мікроорганізмів для утилізації компонентів забруднень. Найчастіше використовується адаптований активний мул, біоплівка або бактерійні культури, наприклад, роду *Pseudomonas* і цвілеві гриби [36].

Оптимальні для певних завдань очищення популяції мікроорганізмів отримують шляхом селективного відбору природних штамів безпосередньо від джерела забруднення, оскільки в безпосередній близькості до джерела можуть мешкати штами, адаптовані саме для даного виду забруднень. Інакше виникає необхідність адаптації мікроорганізмів або активного мулу до забруднень, у ході якої організми пристосовуються до дії забруднення та починають виділяти ферменти для його руйнування.

Для підтримки своїх життєвих функцій, а також для зростання, мікроорганізми потребують не тільки води, але і чисельних елементів – вуглеця, азоту, фосфору, кальцію, магнію, сірки, заліза та інших мікроелементів, які беруть участь у синтезі різних ферментів, без яких неможливе руйнування забруднюючих речовин.

В основному, потребу у вуглеці мікроорганізми задовольняють за рахунок компонентів забруднень, а мікроелементів – за рахунок солей тих, що знаходяться в технологічній воді.

Співвідношення трьох найважливіших розчинених у воді елементів C:N:P, повинно як мінімум складати 100:5:1 [34].

Одним з позитивних моментів мікробіологічного методу очищення газів, є те, що біохімічні реакції проходять при нормальних температурах та атмосферному тиску. На відміну від хімічних методів, які в загальних випадках вимагають підвищених температури та тиску, мікробіологічний процес очищення викидів, є економним відносно витрат енергії процесом.

При цьому, виходять з того, що необхідний для мікробіологічного окиснення компонентів забруднення кисень є в газоповітряній суміші, яка подається на дезодорацію, і може бути внесена у середовище без великої витрати енергії.

Токсичні ксенобіотики знешкоджуються мікроорганізмами в навколишньому середовищі різними шляхами. Залежно від кінцевого результату перетворення тих або інших речовин, розрізняють **повну деградацію** (мінералізацію, повну деструкцію), **неповну деградацію** (трансформацію, часткову мінералізацію, часткову деструкцію), **зв'язування поліютантів** або їх метаболітів з іншою речовиною – матрицею (полімеризація, кон'югація, конденсація).

Сполуки, які піддаються повній деградації, можуть використовуватися мікроорганізмами як джерело вуглецю та енергії або в процесах метаболізму. Повне руйнування стійких органічних забруднень відбувається, як правило, в результаті сумісної дії співтовариства організмів та абіотичних чинників. Мікробна мінералізація є найбільш ефективною і екологічно прийнятним способом видалення органічних ксенобіотиків з навколишнього середовища.

Термін **трансформація** (неповна, часткова деструкція) найчастіше використовують для позначення перетворень, які істотно змінюють, головним чином спрощують структуру органічної речовини, але не призводять до її повної деструкції. Трансформація органічних сполук може супроводжуватися частковою їх мінералізацією, наприклад, в результаті реакцій дезамінування, декарбоксілювання.

У мікробіології під трансформацією мають на увазі зміну органічних сполук під дією одного або декількох ферментів мікроорганізмів, що супроводжується накопиченням в середовищі продуктів трансформації, при цьому не відбувається синтезу речовин *de novo*.

При полімеризації (кон'югації) зберігається основна структура органічної сполуки і відбувається його скріплення з іншою сполукою з утворенням продукту з більшою молекулярною масою. Полімеризація спостерігається, наприклад, в ґрунті при гуміфікації та включенні зв'язаних залишків ксенобіотиків в ґрунтову матрицю.

В процесі біодеградації (мінералізації) розрізняють два етапи:

I – первинне біорозкладання, при якому молекула трансформується під дією мікроорганізмів з утворенням сполук, які не проявляють характерних властивостей трансформованої речовини (наприклад, токсичності).

II – повне біорозкладання – молекула ксенобіотика перетворюється на мінеральні речовини і продукти, пов'язані з нормальними метаболічними процесами мікроорганізмів.

Знешкодження токсичного забруднення в апараті, екосистемі, біоценозі або організмі приводить до детоксикації. Проте іноді в процесі біотрансформації нетоксична або малотоксична речовина набуває токсичних канцерогенних або мутагенних властивостей і може накопичуватися в навколишньому середовищі. В цьому випадку спостерігається процес токсифікації. Токсифікація властива неконтрольованим процесам, які відбуваються у природному середовищі під час перетворення складних сполук і ксенобіотиків (наприклад, пестицидів), тому при проектуванні біологічних очисних споруд необхідно створювати умови за яких токсифікація не відбуватиметься.

Результат дії забруднення на живий організм визначається його властивостями, здатністю організму або біоценозу до адаптації, а обумовлений біодоступністю забруднюючих сполук.

Під **біодоступністю** розуміють здатність різних сполук піддаватися біотрансформації. Біодоступність визначається такими чинниками:

- генетичними властивостями організмів, які здійснюють трансформацію речовин, що поступають в організм;
- умовами навколишнього середовища, що впливають на швидкість перенесення сполук в організми або клітки;
- токсичністю сполук для організму-мішені;
- концентрацією забруднення.

Залежно від часу напіврозпаду $t_{1/2}$ хімічні сполуки класифікують на легко доступні ($t_{1/2}$ від 1 до 7 діб), помірно доступні ($t_{1/2}$ від 7 діб до 4 тижнів), важко доступні ($t_{1/2}$ від 4 тижнів до 6 мес), стійкі ($t_{1/2}$ від 6 міс до року).

В процесі біотрансформації ксенобіотика мікробною клітиною можна виділити п'ять стадій взаємодії ксенобіотика і організму (рис. 2.1) [37].

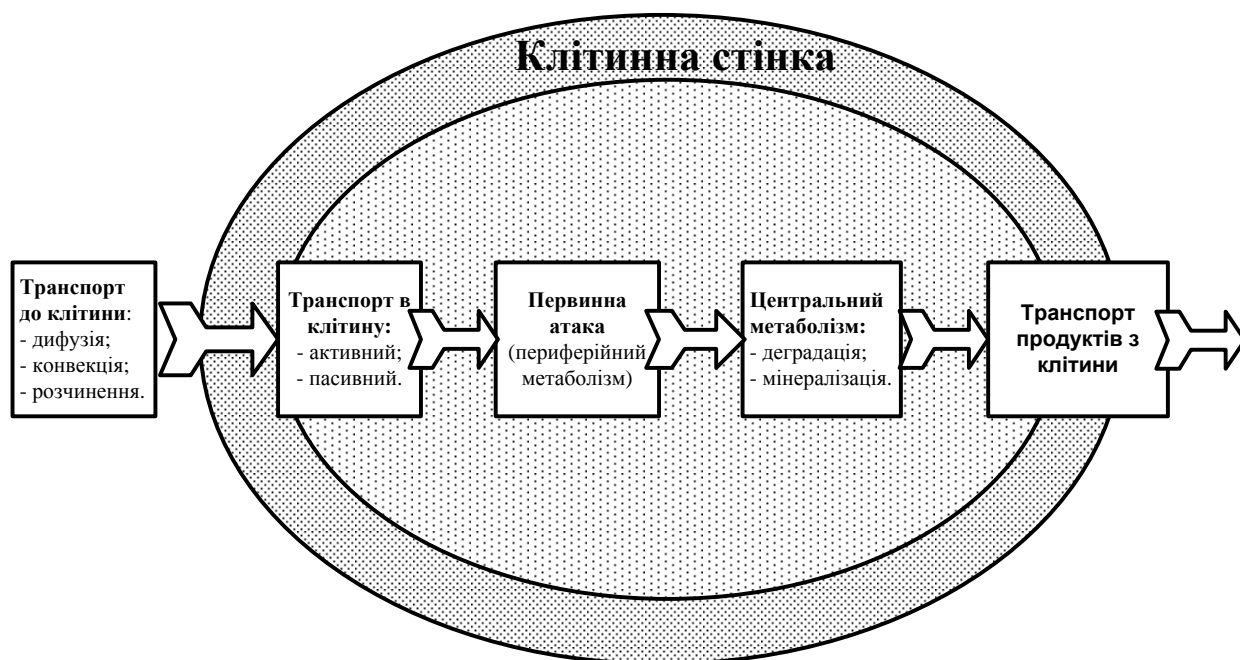


Рисунок 2.1. Основні стадії взаємодії органічного ксенобіотика і клітки (по із змінами).

1. Транспорт до клітини. Здійснюється в результаті розчинення, конвекції, дифузії, визначається зовнішніми чинниками і властивостями забруднюючої речовини. З різних фізико-хімічних властивостей органічних токсикантів для транспорту до клітин визначальну роль мають розчинність у воді і ступінь гідрофобності-гідрофільності їх молекул, які багато в чому визначають інтенсивність міграції забруднення в різних середовищах і ступінь накопичення його в організмах. Ця стадія може бути лімітуючою в трансформації поллютантів при обмеженні перенесення речовин різними фізико-хімічними чинниками зовнішнього середовища. Як правило, біодоступність забруднень збільшується з підвищенням їх розчинності. Мікроемульсії забруднень, що утворюються з поверхнево-активними

речовинами, гліколіпідами і іншими амфифільними сполуками, які синтезуються організмами або поступають в середу ззовні, можуть прискорювати надходження в клітку субстратів вуглеводневого типу, погано розчинних у воді.

2. Транспорт в клітині. Нейтральні молекули і гідрофобні сполуки, подібні н-алканам, ПАУ, ПХБ, галогенованим бензолам, проникають в ліпофільні клітинні мембрани. Швидкість дифузії цих речовин в мембранах в кілька разів вище, ніж у воді, тому для гідрофобних забруднень транспорт через мембрани не є лімітуючим. Проникаюча здатність органічних молекул через ліпофільні мембрани зростає із збільшенням вуглецевого ланцюга, числа метальних, етильних і фенільних груп і різко знижується за наявності в молекулах гідроксильних, карбоксильних і аміногруп.

Такі ксенобіотики, як 4-толуолсульфонат, 4-хлоробензоат, 2,4-дихлорфеноксоцетова кислота, 2,4-дихлорофеноксипропіонова кислота (дихлоропроп), можуть поступати в клітини живих організмів за допомогою систем активного перенесення.

Субстрат, що є нерозчинним високомолекулярним з'єднанням (наприклад, полімер), не може проникнути в клітку, в якій є ферментні системи для його трансформації. Стійкість мікроорганізмів до токсикантам може підвищуватися в результаті зниження ступеня проникності їх клітинної оболонки для токсикантів.

3. Первинна атака. Біохімічні перетворення забруднень, доступних для ферментних систем клітки, починаються з їх первинної атаки. Подальша послідовна трансформація органічного ксенобіотика в одну із сполук, яка потім вступає в основні (центральні) шляхи катаболічного або анаболічного обміну, відбувається в ході так званого підготовчого (периферійного) метаболізму. Мікроорганізми під впливом ферментів перетворюють природні і синтетичні речовини в так звані ключові з'єднання (вуглеводи, піруват, глюконат, інтермедіати циклу трикарбонових кислот, жирні кислоти, амінокислоти, пірокатехін і ін.) – речовини, з яких синтезуються необхідні

компоненти клітки і витягується необхідна для життєдіяльності енергія. Перетворення синтетичного з'єднання за допомогою ферментів, що не відносяться до ферментів підготовчого метаболізму, - дуже рідкісне явище.

4. Центральний метаболізм. Якщо органічний ксенобіотик перетворюється в інтермедіати, подібні жирним кислотам, дикарбоновим кислотам, пірувату, вони вступають в основний метаболізм і окиснюються. В оптимальному випадку забруднююча речовина може бути повністю мінералізована в ході центрального метаболізму.

5. Транспорт продуктів з клітки. Такі продукти, як CO_2 , виводяться з клітин шляхом пасивного транспорту, дифузії. Активний транспорт кінцевого продукту з клітки можливий, якщо ксенобіотик мінералізується не повністю з утворенням токсичних продуктів. Активний транспорт з клітки продуктів неповної деградації ксенобіотиків мало відомий. Активні системи, що є у деяких мікроорганізмів, для виведення токсичних лікарських речовин і важких металів додають кліткам стійкість до цих сполук. Аналогічна система існує для транспорту толуолу з кліток бактерій, стійких до цього розчинника.

Ключовий чинник в біодоступності забруднення - його здатність вступати в реакції підготовчого і центрального метаболізму, яка, у свою чергу, визначається властивостями ксенобіотика і залежить від особливостей організму. Виявлений ряд закономірностей біохімічної доступності багатьох ксенобіотиків залежно від їх хімічної структури. Спостерігається така тенденція: чим складніша структура молекули ксенобіотика, тим менше доступна молекула для біодеградації, тим менше мікроорганізмів здатні до її утилізації. Наприклад, швидкість біодеградації насичених сполук, як правило, вище швидкості біодеградації ненасичених; аліфатичних вуглеводнів вище, ніж ароматичних сполук.

Здатність чужорідної речовини піддаватися первинній біохімічній атаці і подальшій трансформації залежить від генетичних особливостей живої клітини. Встановлено, що в природі постійно з'являються нові комбінації генетичного матеріалу. У генетичному потоці можливий випадковий обмін

генетичним матеріалом; як тільки відбувається вдала перестановка, «новий» мікроорганізм одержує селективну перевагу. Завдяки обміну генами мікроорганізми можуть швидко набувати властивостей, необхідних для деструкції нових для них речовин.

Центральний метаболізм (домен) клітки включає шляхи, загальні для більшості організмів. Вони розвивалися протягом мільярдів років, оптимізовані селекцією, відрегульовані і закріплені природним відбором. Приклади таких консервативних шляхів - цикл трикарбонових кислот, β -окиснення та ін. У цьому домені швидка еволюція маловірогідна.

Периферійний метаболізм (домен) – це початкові етапи метаболізму ксенобіотиків і інших субстратів. Для ферментів периферійного домена і особливо ферментів первинної атаки чужорідних речовин характерна широка субстратна специфічність. Тому мікроорганізми можуть атакувати і частково перетворювати найрізноманітніші за структурою сполуки. Ферменти периферійного (підготовчого) метаболізму, як правило, індукуються численними з'єднаннями, їх субстратами, або їх синтез і активність знаходяться під контролем ряду інших складних регуляторних механізмів. Шляхи метаболізму в периферійному домені відрізняються великою гнучкістю, оскільки вони трансформують різноманітні сполуки, які потім залучаються до центрального домена. Тому шляхи метаболізму в периферійному домені характеризуються швидким обміном генетичним матеріалом між популяціями мікроорганізмів, перегрупуванням сукупної послідовності і рекомбінацією великих ділянок ДНК. Комбінація консервативного центрального метаболізму з пластичним периферійним дозволяє мікроорганізмам постійно адаптуватися до нових субстратів і умов навколишнього середовища.

Методами генної інженерії можна створювати генетично модифіковані мікроорганізми і конструкції із зміненим периферійним метаболізмом. Молекулярна генетика оптимізує біодеградуючі здібності мікроорганізмів,

створює нові можливості і шляхи метаболізму в результаті збірки різних катаболічних сегментів з різних мікроорганізмів.

Багато синтезованих ксенобіотиків подібні за хімічними властивостями природним речовинам-аналогам. Біотрансформація таких забруднень здійснюється так само, як і їх природних аналогів. Так, біодеградація галогенвміщуючих органічних речовин протікає за шляхами катаболічного розпаду їх негалогенованих аналогів, але з меншою швидкістю.

Процес руйнування складних органічних сполук відбувається в певній послідовності і у присутності каталізаторів цих реакцій – ферментів, які виділяються клітинами бактерій. Ферменти – складні білкові з'єднання (молекулярна маса досягає сотень тисяч і мільйонів), прискорюючи біохімічні реакції. Ферменти бувають одно- і двокомпонентні. Двокомпонентні ферменти складаються з білкової (апофермент) і небілкової (кофермент) частини. Каталітичною активністю володіє кофермент, а білковий носій збільшує його активність.

Розрізняють ферменти, що виробляються бактеріями для позаклітинного розщеплювання речовин – *екзоферменти*, і внутрішні травні ферменти – *ендоферменти*.

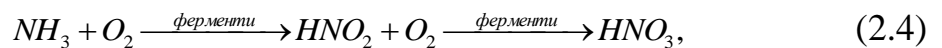
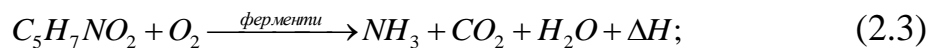
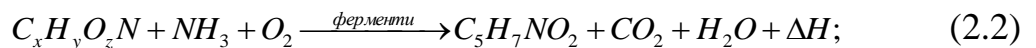
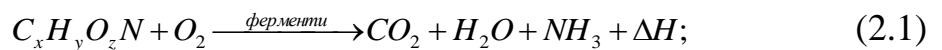
Особливість ферментів полягає в тому, що кожний з них каталізує тільки одне з багатьох перетворень. Існують шість основних ферментних класів: *оксиредуктази*, *трансферази*, *гідралази*, *ліази*, *ізомерази* і *лігази*. Для руйнувань складної суміші органічних речовин необхідно 80-100 різних ферментів, кожний з них має свою оптимальну температуру, вище за яку швидкість реакції падає.

Процес біологічного окиснення складається з безлічі ступенів і починається з розщеплювання органічної речовини з виділенням активного водню. У цьому процесі особливу роль грають ферменти класу оксиредуктази: дегідрогеназа (що віднімають водень від субстрату), *каталази* (що розщеплюють перекис водню) і *пероксидази* (що використовують активований перекис для окиснення інших органічних сполук).

Існують речовини, які підвищують активність ферментів - *активатори* (вітаміни, катіони Ca^{2+} , Mg^{2+} , Mn^{2+}), і *інгібітори*, що надають протилежну дію (наприклад, солі важких металів, антибіотики).

Ферменти, які постійно присутні в клітинах, незалежно від субстрату, називаються *конститутивними*. Ферменти, які синтезуються клітками у відповідь на зміну зовнішнього середовища, називаються адаптивними. Саме ці ферменти необхідні для біологічної очистки газів тому перед використанням мікроорганізми адаптуються у певному середовищі за понижених концентраціях забруднюючих речовин. Термін адаптації складає від декількох годин до сотень днів.

Сумарні реакції біохімічного окиснення в аеробних умовах можна схемний представити так [38]:



де $C_xH_yO_zN$ – всі органічні речовини;

$C_5H_7NO_2$ – умовна формула клітинної речовини бактерій;

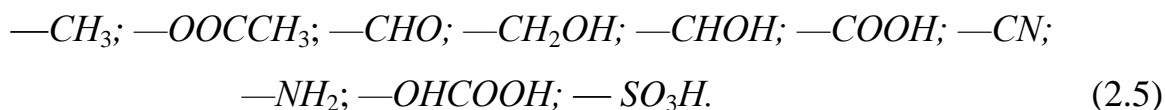
ΔH – енергія.

Реакція (2.1) показує характер окиснення речовини для задоволення енергетичних потреб клітки (*катаболічний процес*), реакція (2.2) – для синтезу клітинної речовини (*анаболічний процес*). Витрати кисню на ці реакції складають БПК_{повне}. Реакції (2.3) і (2.4) характеризують перетворення клітинної речовини в умовах нестачі живильних речовин, коли для задоволення енергетичних потреб мікроорганізми розкладають свою біомасу. Загальна витрата кисню на всі 4 реакції приблизно удвічі більша, ніж на (2.1) і (2.2).

Велика кількість біохімічних реакцій відбувається за допомогою коферменту А (або КОА, КоА-SH, кофермент ацилування). Кофермент А є

похідним b-меркаптоетіламідом пантотенової кислоти і нуклеотиду – адено-зін-3,5-дифосфата ($C_{21}H_{36}O_{16}P_3S$) з молекулярною масою 767,56. КоА активує карбонові кислоти, утворюючи з ними ацилпохідні КоА.

Легко окислюються бензойна кислота, етиловий і аміловий спирти, гліколі, гліцерин, анілін, складні ефіри і ін. Погано окислюються нітросполуки, «жорсткі» ПАВ, трьохатомні спирти і ін. Наявність функціональних груп збільшує здібність до біологічного руйнування з'єднань в такій послідовності:

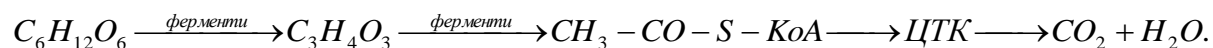


Механізм трансформації забруднюючих речовин складається із послідовності різноманітних реакцій: окиснення, відновлення, дегалогенування, деградації.

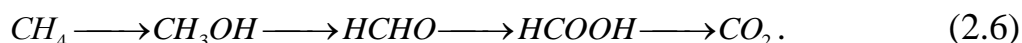
Реакції окиснення. Для багатьох з'єднань присутність або відсутність кисню - вирішальний чинник залучення їх в центральні метаболічні процеси організмів.

При аеробному окисненні підготовчий метаболізм ряду ксенобіотиків починається з реакцій включення кисню (гідроксилювання) в молекулу субстрата (табл. 2.1). Ці реакції каталізують монооксигенази і діоксигенази. Особлива роль належить монооксигеназам із змішаною функцією – комплексу мембрано-зв'язаних ферментів, що окисляють субстрати унаслідок активації молекулярного O_2 з використанням відновних еквівалентів пірідіннуклеотидів.

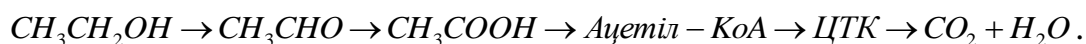
Так, наприклад окиснення вуглеводнів описується складною схемою:



Метан окиснюється за схемою:



Етиловий спирт мікроорганізми перетворюють на оцетову кислоту, яка після реакції з ацетил-КоА включається в ЦТК:

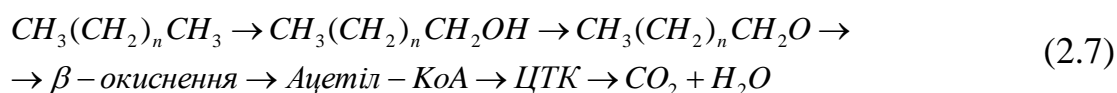


Таблиця 2.1 – Ферментативні реакції окиснення за участю кисню

Біологічне активування кисню	Кількість електронів	Процес	Ферменти
1. $O_2 + R \leftrightarrow RO_2$	0	Фіксація кисню	Діоксигенази
2. $O_2 + R + 2H^+ + 2\bar{e} \leftrightarrow \leftrightarrow R-OH + H_2O$	2	Гідро-кислювання	Оксидаза змішаних функцій (монооксигенази)
3. $O_2 + \bar{e} \leftrightarrow O_2^-$ $O_2^- + 2H^+ + \bar{e} \leftrightarrow H_2O_2$	2	Дисмутація	Супероксид-дісмутази
4. $O_2 + 4H^+ + 4\bar{e} \leftrightarrow 2H_2O$	4	Дихання	Цитохромоксидази

Примітка: R – органічний субстрат.

Процес окиснення вуглеводнів відбувається таким чином:



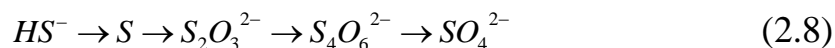
Цикл трикарбонових кислот (цикл Кребса, цикл лимонної кислоти, ЦТК) складається з наступної послідовності реакцій. Ацетіл-КоА під дією ферменту конденсується з шавелево-оцетовою кислотою, утворюючи лимонну кислоту, яка під дією ферменту ізомеризується в цисаконітову кислоту, а потім в ізолимонну кислоту, яка піддається окислювальному декарбоксілюванню. Цей процес протікає в дві стадії: спочатку відбувається дегідрування ізолимонної кислоти з утворенням шавлево-янтарної кислоти, яка потім декарбоксілюється, перетворюючись на кетоглутарову кислоту. Далі відбувається окислювальне декарбоксілювання кетоглутарової кислоти і утворюється сукциніл-КоА, який перетворюється на вільну янтарну кислоту. Далі йде дегідрування янтарної кислоти з утворенням fumarової кислоти, яка перетворюється на яблучну кислоту. Після дегідрування виникає шавлево-оцетова кислота, яка може знову конденсуватися з ацетіл-КоА.

Розрізняють три типу розриву ароматичного кільця. за першим типом кільце розривається між двома сусідніми гідроксильованими атомами вуглецю. За цим шляхом розпадаються фенол, бензойна кислота, нафталін, фенантрен, антрацен і ін.

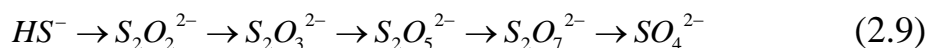
Другий шлях розриву – це розрив зв'язку між гідроксильованим і негідроксильованим вуглецевими атомами.

Третій шлях характеризується розривом кільця між гідроксильованим атомом вуглецю і атомом вуглецю, до якого приєднана карбоксильна або інша група.

Сірчані і тіонові бактерії, які за сприятливих умов можуть розвиватися в процесі біологічного очищення, окисляють такі речовини, як сірка, сірководень, тіосульфату, політіонати і ін. Кінцевою стадією перетворень є сірчана кислота або сульфати:



або



Реакції відновлення. Реакції відновлення, як правило, протікають в анаеробних умовах. При цьому мікроорганізми можуть використовувати багато ксенобіотиків в якості кінцевих акцепторів електронів на початкових стадіях деградації.

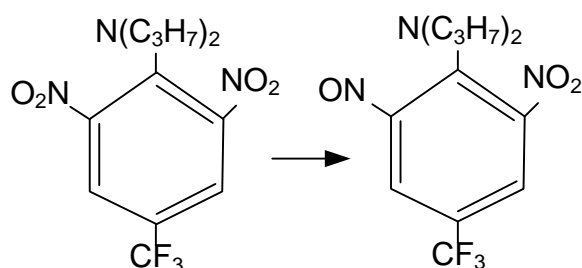
До реакцій відновлення відносяться відновлення альдегідів і кетонів в спирти (під дією алкогольдегідрогеназ); відновлення ароматичних нітро-, нітросо- і азогруп; в цьому випадку можливо утворення продуктів з аміно-, гідроксиламіно- або нітросогрупами.

Нітрогрупи відновлюються мікроорганізмами як в анаеробних, так і в аеробних умовах. У відновленні беруть участь нітроредуктази. Вони функціонують у присутності NADH. Нітроредуктазна система неспецифічна і може відновлювати нітрогрупу різних сполук. Одна і та ж нітроредуктаза з бактерії р. *Nocardia* каталізує всі три ступені реакції відновлення нітрогрупи

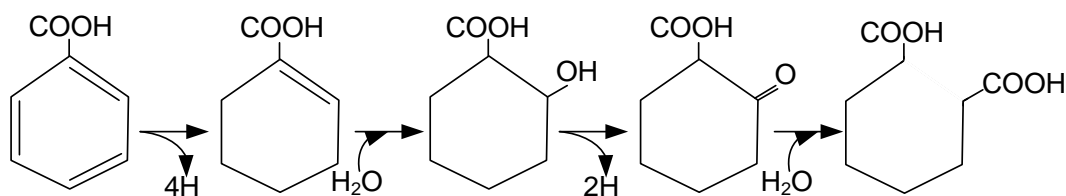
динітробензолу. Наприклад, нітробензойна кислота при відновленні за участю нітроредуктаз перетворюється на амінобензойну, 2,4-динітрофенол – в 2-нітро-4-аміно- і 2-аміно-4-нітрофенол, нітротолуоли – в амінитолуоли, тринітротолуол – в моно- і діамінонітротолуоли.

У ґрунті і мулі нітроароматичні сполуки здатні відновлюватися до аміносполук поверхнево-зв'язаними формами Fe(II), що окислюються до Fe(III).

При частковому відновленні нітрогрупи утворюються нітрозосполуки, які володіють мутагенними і канцерогенними властивостями, що є небезпечним для навколишнього середовища. Так, з пестициду трифлураліну утворюються мутагени – нітрозопохідні, у зв'язку з чим пестицид заборонений:



У анаеробних умовах мікроорганізми здатні відновлювати подвійні зв'язки ароматичних циклів з подальшим розщеплюванням кільця. Наприклад, відновний шлях підготовчого метаболізму бензойної кислоти за участю *Rhodopseudomonas palustris* протікає таким чином:



До реакцій відновлення відносяться наступні реакції:

- відновлення органосульфатної групи до сульфідної;
- розщеплення дісульфідів (R-S-S-R₁) з утворенням тіолів;
- відновлення подвійних і потрійних зв'язків в насичені;
- дегідроксилування;

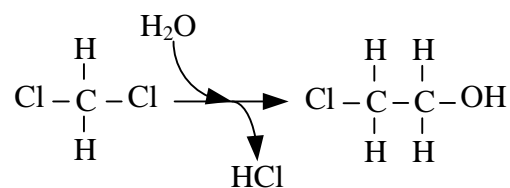
- відновні процеси при розкладанні діоксинів за участю таких органічних донорів електронів, як жирні кислоти;
- відновлення алкенів і алкінів гідруванням ненасичених зв'язків;
- відновлення атомів із змінною валентністю з одночасним їх метилуванням: $\text{As}^{5+} \rightarrow \text{As}^{3+}$, $\text{Se}^{6+} \rightarrow \text{Se}^{4+}$. $\text{As}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{As}(\text{CH}_3)_3$, $\text{Hg} \rightarrow \text{Hg}(\text{CH}_3)_2$ тощо.

У анаеробних умовах кінцевими продуктами деградації багатьох органічних ксенобіотиків є CH_4 і CO_2 .

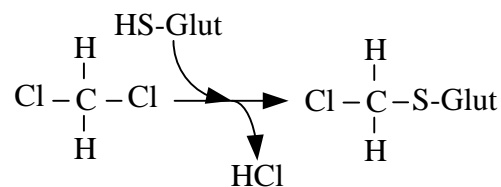
Дегалогенування – важливий етап деградації багатьох пестицидів, хлорованих ароматичних кислот і вуглеводнів. Враховуючи широкую поширеність галогенорганічних ксенобіотиків, дегалогенування має важливе екологічне значення.

Зв'язки галогенів з вуглецем розщеплюються специфічними ферментами (дегалогеназами) або спонтанним дегалогенуванням нестабільних інтермедіатів. Ферменти з ослабленою субстратною специфічністю можуть також каталізувати конверсію галогенованих аналогів і дегалогенування. Можливі 7 реакцій, що ведуть до дегалогенування:

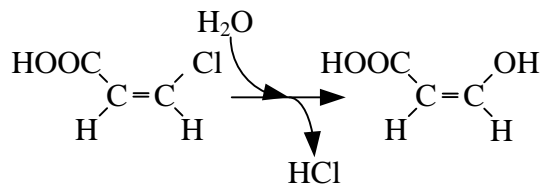
1. Гідролітичне де галогенування



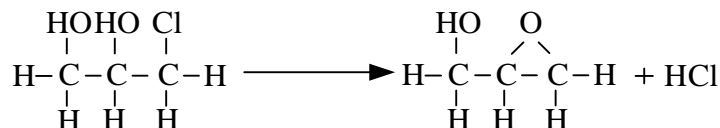
2. Заміщення глутатіоном



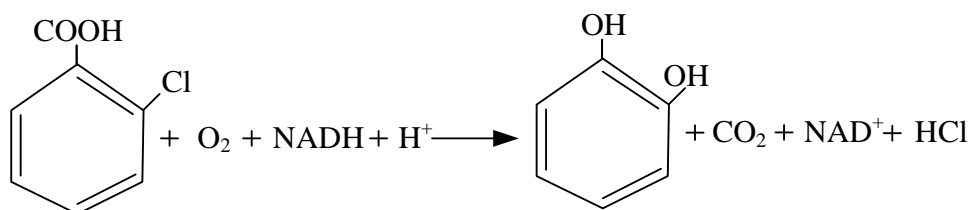
3. Гідратація



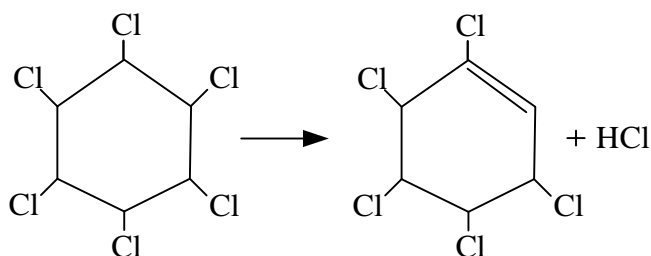
4. Внутрішньомолекулярне заміщення



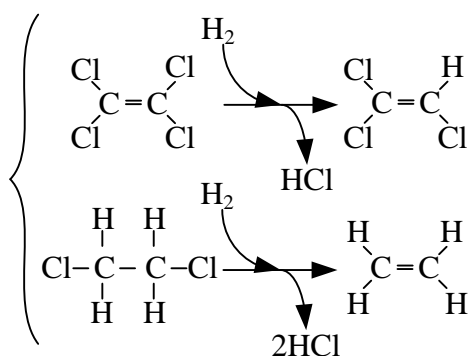
5. Оксигенолітичне дегалогенування



6. Дегідрогалогенування



7. Відновне дегалогенування



У деяких мікроорганізмів ферменти, що каталізують гідролітичне дегалогенування жирних кислот, не здатні каталізувати відщеплення галогену від ароматичних галогенвміщуючих з'єднань.

При відновному дегалогенуванні, що протікає за відсутності кисню, атом галогену заміщається воднем. Спостерігаються також реакції приєднання (скріплення) і гідролітичного відновлення. Гідролітичне відновлення спостерігається при конверсії двох тетрахлорметанів до монооксиду вуглецю і мурашиної кислоти, в реакціях скріплення двох молекул хлористого метилу з утворенням етану і HCl.

Відновне дегалогенування можливо у багатьох мікроорганізмів: бацил, ентеробактерій, псевдомонад, мікрококів, артробактерів, нокардій, стрептоміцетів, дріжджів, цвілевих грибів, водоростей. Найінтенсивніше воно протікає в анаеробних умовах, спостерігається і при доступі кисню; в цьому випадку воно супроводжується дегідрогалогенуванням (утворенням подвійного зв'язку).

Окислювальне дегалогенування здійснюється монооксигеназами. При деградації ароматичних з'єднань за цей процес можуть відповідати монооксигенази, гідроксилуюче ароматичне кільце негалогенованих субстратів цих ферментів.

Реакції деградації приводять до утворення простих з'єднань з складних сполук; протікають як в аеробних, так і в анаеробних умовах при участі в основному гідролітичних ферментів, а також ряду окислювальних ферментів в реакціях оксигенування і діоксигенування. Вони мають важливе значення для розкладання багатьох ксенобіотиків: пестицидів, ПАВ, азот- і сірковмісних з'єднань, а також для делігніфікації деревини, при очищенні стічних вод і переробці відходів. До цих реакцій відносяться:

- гідроліз ефірів – початковий етап деградації багатьох пестицидів, фосфорорганічних з'єднань, а в природі – алкалоїдів атропіну, кокаїну та ін.;
- гідроліз фосфатних і поліфосфатних груп; у природних середовищах протікає при деградації залишків нуклеїнових кислот, похідних нуклеотидів;
- гідроліз амідів, гідразидів і нітрилів (амідазами, позаклітинними гідролазами мікроорганізмів);

- деалкілування, при якому віддаляються (у мікросомах) алкільні групи, зв'язані з O, S, N. В результаті утворюються феноли, аміни і тіоли;
- розщеплювання кільцевих структур (аліциклічні і гетероциклічні з'єднання) при біодеградації грибами лігніну і інших природних полімерів.

В результаті ферментативного гідролізу, як правило, підвищується розчинність ксенобіотика у воді і полегшується його доступ для подальшої мікробіологічної трансформації. Більшість з цих реакцій каталується позаклітинними ферментами гідролазами, внаслідок чого істотно прискорюється транспорт субстрату в клітину.

При заданому ступені очищення основними чинниками, що впливають на швидкість біохімічних реакцій, є концентрація потоку, вміст кисню в стічній воді, температура і рН середовища, зміст біогенних елементів, а також важких металів і мінеральних солей.

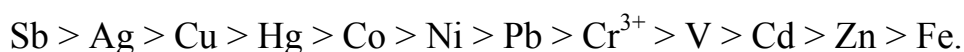
Життєдіяльність мікроорганізмів і інтенсивність обмінних процесів залежать і від хімічного складу середовища незаселеного. До найважливіших хімічних чинників відносяться рН, сумарна концентрація органічних і неорганічних речовин, наявність токсичних з'єднань.

Концентрація водневих іонів (рН) істотно впливає на розвиток мікроорганізмів. Більшість бактерій віддають перевагу середовищу із значенням рН, близьким до нейтрального (6,5-7,5). Проте деякі види бактерій добре ростуть в лужному або кислішому середовищі. Суперечки бактерій стійкіші до змін рН, чим вегетативні клітки. У більшості еукаріот (гриби і дріжджі) оптимальне значення рН 4-6. Мінімум рН для дріжджів складає 3, для грибів – 1,5; максимум для дріжджів – 8,5, для грибів – 10, тобто гриби можуть розвиватися в ширшому діапазоні значень рН, чим дріжджі.

Якщо рН не відповідає оптимальній величині, то мікроорганізми не можуть нормально розвиватися навіть за наявності всіх необхідних живильних речовин, оскільки рН робить великий вплив на активність ферментів клітки і проникність її стінок.

Для бактерій кисле середовище небезпечніше, чим лужна. Особливо несприятливе кисле середовище для розвитку гнильних бактерій, оптимальне значення рН яких лежить в слаболужній області 7,5–7,7. Ця обставина використовується при консервації продуктів шляхом маринування або квашення. При маринуванні до продукту додають оцетову кислоту, при квашенні створюють умови для розвитку молочнокислих бактерій, створюючих кислоту і тим самим перешкоджаючи розвитку гнильних бактерій.

Багато хімічних сполук володіють антимікробною дією; при цьому одні тільки затримують розвиток мікробів, інші – володіють *мікробоцидними* (викликають загибель мікробів) властивостями. Такі з'єднання звичайно називають отрутами. Проте абсолютних отрут не існує, і ступінь їх дії на мікроорганізми залежить від концентрації, тривалості контакту і виду мікробів. Багато отрут в дуже малих концентраціях надають навіть стимулюючу дію, підвищуючи біохімічну активність мікроорганізмів. Серед неорганічних речовин мікробоцидним ефектом володіють солі важких металів і такі окислювачі, як хлор, озон, бром, йод. З'єднання срібла, ртуті і міді навіть в малих концентраціях проявляють мікробоцидну дію. Серед токсичних металів є метали, необхідні для нормальної життєдіяльності мікроорганізмів. Наприклад, мідь при концентрації більше 0,5 мг/л токсична для більшості мікроорганізмів, але як мікроелемент необхідна їм. Кобальт і залізо – також постійні компоненти живої матерії, але концентрація кобальту більше 1 мг/л вважається токсичною. За ступенем токсичності для мікроорганізмів можна розташувати важки метали так:



Мікробні отрути використовують для знезараження різних матеріалів, придушення небажаних біохімічних процесів. Мікробоцидна дія сильних окислювачів (хлорного вапна, озону) лежить в основі широко вживаних методів знезараження питних і стічних вод (хлорування, озонування).

Сильними отрутами для мікробів є і деякі органічні сполуки: феноли, спирти, формалін і т.д. Механізм дії антимікробних з'єднань неоднаковий: одні (окислювачі, феноли, ПАВ, іони водню) впливають на функцію прикордонних структур клітки, викликаючи її пошкодження; інші (важкі метали, ціаніди, деякі окислювачі, спирти) порушують структуру і функції білків, зокрема ферментів; треті, проникаючи в клітку, здатні реагувати з ДНК (азотиста кислота, деякі антибіотики, окисел етилену).

Активна життєдіяльність мікроорганізмів обмежується температурами, лежачими в області від $-2\text{ }^{\circ}\text{C}$ (або нижче в середовищах з високим осмотичним тиском) і приблизно до $+80\text{ }^{\circ}\text{C}$. У цьому температурному інтервалі вода знаходиться в краплинно-рідкому стані, тобто в доступній для мікроорганізмів формі. Зростання кожного виду мікроорганізмів може відбуватися в певному температурному інтервалі, обмеженому мінімальною і максимальною для даного вигляду температурами.

Мінімальна – це температура, при якій мікроорганізми не ростуть, але і не гинуть; при температурі нижче за мінімальну мікроби переходять в стан *анабіозу* (стан крайнього уповільнення процесів життєдіяльності), з якого знову виходять при підвищенні температури.

Максимальна – це найвища температура, при якій ще можливе зростання і розвиток мікроорганізмів; при подальшому підвищенні температури мікроби гинуть із-за коагуляції білків.

Оптимальна – найбільш сприятлива температура для життєдіяльності мікробів в цьому інтервалі. Це температура максимальної активності ферментів, при якій якнайповніші виявляються всі функції мікроорганізмів. Для кожного мікроорганізму оптимальна температура визначається сумарним впливом температури на безліч ферментативних реакцій, що відбуваються в клітці цього мікроорганізму.

За відношенням до температури мікроорганізми діляться на три групи:

1) *Психрофіли* або холодолюбиві (від греч. *psyhria* – холод, *phileo* – люблю). Серед них є облігатні форми, що ростуть в діапазоні температур від –

2 до 20 °C з оптимумом 5–15°C, і факультативні психрофіли, що розвиваються в ширшому температурному інтервалі – від мінусових температур до 30–35 °C. Для них оптимальною є температура 20–25 °C. Здатність психрофілов інтенсивно розвиватися при низьких температурах пояснюється низьким температурним оптимумом дії їх ферментів. Живуть такі мікроби в північних морях (морські бактерії), в ґрунтах холодних країн, в холодильних установках.

2) *Термофіли* – теплолюбиві мікроорганізми. Температурний діапазон розвитку облигатних термофілов від 30 до 80 °C з оптимумом 50–60 °C. Факультативні термофіли здібні до зростання і при 25 °C, і при 60–65 °C. Для них оптимальна температура близько 55 °C. Особливість факультативних термофілов полягає в їх здібності до метаболізму мезофільного і термофільного типів. Ендо- і екзоферменти, а також всі білки термофілов володіють незвичайними термостійкістю. Термофіли досить широке поширені в природі. Вони можуть мешкати в гарячих джерелах, в ґрунтах і водоймищах жарких країн, в кишечнику людини і тварин. Термофіли зустрічаються в продуктах, що пройшли теплову обробку (у консервному, цукровому і ін. виробництвах). До термофілам і психрофілам відносяться в основному бактерії.

3) *Мезофіли* розвиваються в інтервалі температур від 10 до 50 °C. Оптимальна температура для них 25–37 °C. До мезофільних мікроорганізмів відносяться більшість бактерій, простих, грибів. У цю ж групу включені і всі патогенні для людини і теплокровних тварин організми. Збудниками псування харчових продуктів, харчових отруєнь і захворювань в основному є мезофіли.

Здатність розвиватися при певній температурі слід відрізнити від здатності переносити ту або іншу температуру. Так, багато мікроорганізмів при температурі нижче за нуль зберігають життєздатність тривалий час, але їх активна життєдіяльність припиняється. Суперечки багатьох бактерій не гинуть навіть при температурі кипіння рідкого водню (–252 °C).

Згубна дія високих температур пов'язана з денатурацією білків. На

температуру денатурації білка сильно впливає вміст в ньому води. Чим менше води в білці, тим більше високі температури необхідні для його згортання. Тому молоді вегетативні клітки, багаті вільною водою, гинуть при нагріванні швидше, ніж старі, частково зневоднені. Висока термоустойчивість суперечка також обумовлена малим вмістом в них вільної води, оскільки велика частина води знаходиться в суперечках в зв'язаному стані. Оберігає суперечки і багатощарова труднопроніцаєма оболонка.

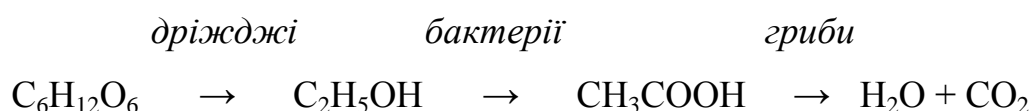
Більшість мікроорганізмів добре ростуть в темноті. Виняток становлять фотосинтезуючі мікроорганізми, що використовують енергію Сонця для синтезу органічних речовин з CO_2 . Пряме сонячне світло згубне для мікроорганізмів. *Мікробоцидна* його дія обумовлена головним чином ультрафіолетовою (УФ) частиною спектру. Адсорбція ультрафіолетових променів білками і нуклеїновими кислотами клітки приводить до необоротних хімічних змін. Найбільш чутливі до дії світла вегетативні клітки. Згубні ультрафіолетові промені і для більшості патогенних мікробів. Проте є мікроорганізми, що витримують високі дози ультрафіолетового і іонізуючого випромінювання. Вони виділені на атомних реакторах.

Різні види організмів утворюють складні співтовариства – *біоценози*, що є не випадковим скупченням організмів, а організовану систему. Склад і характер біоценозу визначаються властивостями навколишнього середовища і взаємостосунками, що існують між представниками окремих видів. Типи взаємостосунків між мікроорганізмами багатообразні.

Симбіотичні відносини приносять взаємну вигоду симбіонтам. Сумісне зростання таких організмів йде краще, ніж окремо. Широко поширений приклад симбіотичних взаємостосунків – симбіоз зелених водоростей і інфузорій. Водорість, поселяючись усередині тіла інфузорії, використовує енергію світла для перетворення CO_2 в органічні речовини, виділяючи при цьому кисень. Інфузорія споживає кисень для окиснення органічних речовин в процесі дихання, утворюючи у результаті CO_2 .

Широко поширений *метабіоз* – тип взаємостосунків, при якому

життєдіяльність одних мікроорганізмів створює умови для розвитку інших. Метабіоз обумовлює послідовність перетворень одних речовин в інші і лежить в основі круговороту речовин в природі. Прикладом таких взаємостосунків може служити процес псування цукровмісних субстратів (соків, плодів, ягід): спочатку на них починають розвиватися дріжджі, що перетворюють цукор на спирт, потім спирт під дією оцтовокислих бактерій перетворюється на оцтову кислоту, і нарешті, міцеліальні гриби окиснюють оцтову кислоту до води і діоксиду вуглецю.



Серед мікроорганізмів широко поширені *антагоністичні* (ворожі) взаємостосунки, які можуть ускладнювати процес біологічної очистки. До них відносяться:

- 1) *хижацтво* (пожирання бактерій простими);
- 2) *паразитизм* (знищення бактерій бактеріофагами);
- 3) *конкуренція за джерела живлення* (при сумісному незаселеному двох споріднених видів в боротьбі за їжу перемагає той вигляд, який швидше розмножується);
- 4) *виділення в середу метаболітів*, що знижують життєдіяльність інших організмів або що вбивають їх. Так, продукт метаболізму гриба *Penicillium* – Пеніцилін – є антибіотиком, бактерицидною дією, що володіє, і що перешкоджає розвитку гнильних бактерій.

Турбулізація потоку призводить до збільшення швидкості надходження поживних речовин і кисню до мікроорганізмів. Це призводить до прискорення кінетики біохімічного окиснення забруднюючих речовин і зменшення часу на процес очищення викидів. Турбулізація забезпечується інтенсивним перемішуванням повітрям, що подається, або механічними способом.

Абсорбція і споживання кисню є важливим етапом в біологічному очищенні, бо більшість мікроорганізмів, які використовують для екологічних

цілей є аеробами. Під час очищення повітря біологічними методами відбувається споживання кисню біоценозами очисних споруд як для дихання, так і для біохімічного окиснення органічних домішок. Тому із збільшенням надходження кисню збільшується і ефективність роботи біоочисних споруд. До клітин мікроорганізмів кисень потрапляє з водної фази, яка насичується бульбашками повітря в процесі фільтрування забрудненого повітря у шарі очисного устаткування, контакту рідини з повітрям або шляхом аерації апаратів типу аеротенк. Потім кисень з бульбашок абсорбується водою і переноситься до мікроорганізмів.

Перенесення кисню з газової фази до клітин відбувається в два етапи. На першому етапі відбувається перенесення кисню з повітряних бульбашок в основну масу рідини, на другому - перенесення абсорбованого кисню з основної маси рідини до кліток під дією турбулентних пульсацій. Швидкість всього процесу лімітується дифузійним опором води при абсорбції кисню. Найбільш надійний спосіб збільшення кількості абсорбованого кисню - підвищення об'ємного коефіцієнта масовіддачі. Це досягається дробленням газових бульбашок і збільшенням газовмісту потоку води.

Швидкість споживання кисню мікроорганізмами не перевищує швидкість його абсорбції. Швидкість споживання кисню збільшується із збільшенням змісту його у воді, проте, тільки до певної межі. Концентрація кисню у воді, при якій швидкість споживання його стає постійною і не залежить від подальшого підвищення концентрації, називається *критичною*. Критична концентрація менше рівноважної і залежить від природи мікроорганізмів і температури.

Кисень погано розчиняється у воді: його рівноважна концентрація в живильних середовищах за температури 26-30 °C близька до 0,21 моль/м³ (0,0007 %). З підвищенням температури, яке іноді необхідно для створення оптимальних умов очищення газу, розчинність кисню зменшується, тому в кожному конкретному випадку потрібно визначати, що є лімітуючою стадією очищення: нестача кисню чи повільна реакція окиснення. В той же час кисень

належить до субстратів, що швидко витрачаються, і тому його запас в рідині без підживлення вичерпується за декілька секунд. Для того, щоб забезпечити клітини мікроорганізмів киснем, необхідно інтенсифікувати процес переходу кисню з повітря в живильне середовище, а потім з середовища – в клітину. Механізм такого переходу достатньо складний і має різні теоретичні пояснення.

Найбільш розробленою є теорія стаціонарної газової плівки. Відповідно до цієї теорії, перенесення кисню з газової фази в клітку мікроорганізму є складним фізико-хімічним процесом, в якому можна виділити декілька фазових переходів. На рис. 2.2 показана спрощена схема цього процесу.

Перший перехід – фазовий – це перенесення кисню з газової фази в рідку, тобто абсорбція газоподібного кисню живильним середовищем. Швидкість процесу на цій стадії залежить від опору прикордонних газової 2 і рідкої 3 плівок, а також від площі поверхні контакту фаз і градієнта концентрацій кисню в газовій і рідкій фазах.

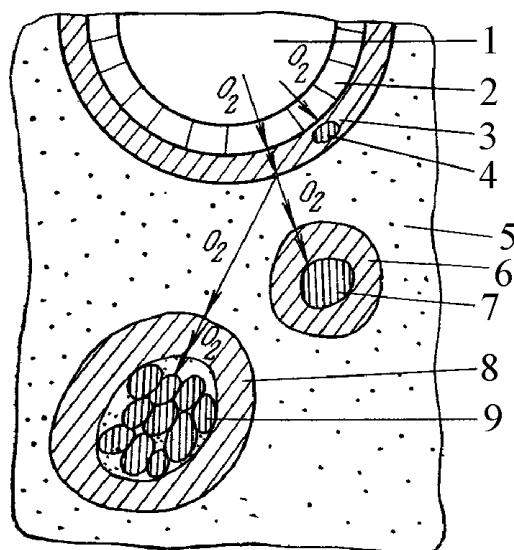


Рисунок 2.2 – Схема перенесення кисню з бульбашки повітря до поверхні мікробних кліток і агломератів клітин:

1 – бульбашка повітря; 2- газової плівки; 3, 6, 8 – рідкі плівки;
4, 7 – мікробна клітка; 5 – культуральна рідина; 9 – агломерат мікробних кліток

На другому переході – розчиненого кисню з рідини в клітку – необхідно подолати опір гідратної дифузійної плівки, що утворюється на зовнішній поверхні клітки б і агломерату кліток 8. Ця плівка має велику в'язкість і чинить опір дифузії живильних речовин і кисню в клітку.

При перемішуванні аеруємого середовища, усуваються всі чинники, що негативно впливають на швидкість перенесення кисню з повітря до клітки: збільшується площа поверхні контакту фаз газ-рідина, зростає градієнт концентрацій кисню між газовою і рідкою фазами, зменшується опір дифузійних газової і рідкої плівок. Аерація і перемішування одночасно із забезпеченням культури, що росте, киснем сприяють видаленню з середовища газоподібних, що утворилися, метаболітів.

Все це обумовлює необхідність злагодженої роботи систем аерації і перемішування в біореакторах очищення газових викидів.

Біогенні елементи і мікроелементи, як було зазначено раніше, є необхідними для успішного протікання біохімічних реакцій, синтезу клітинної біомаси та активації ферментів. До них відносяться N, S, P, K, Mg, Ca, Na, Cl, Fe, Mn, Mo, Ni, Co, Zn, Cu та інші.

Серед них основними є N, P і K. Нестача азоту гальмує окиснення органічних забруднювачів, фосфору – призводить до розвитку нитчастих бактерій. Вміст біогенних елементів залежить від складу викиду і повинно встановлюватися експериментально. За нестачі азоту, фосфору і калію в воду, яку використовують для абсорбції викиду або зрошення фільтруючого шару та біоплівки додають азотні, фосфорні і калійні добрива.

РОЗДІЛ 3. Розробка математичної моделі процесу біологічної очистки на основі експериментальних досліджень

Підчас проведення досліджень була поставлена така мета: експериментально визначити кінетичні показники біологічної аеробної й анаеробної детоксикації газоподібних викидів, що містять формальдегід, кінетичні показники біологічної детоксикації газоподібних викидів, що містять метан, а також H_2S , SO_2 та NH_3 . Ці речовини дуже розповсюджені і містяться окремо або разом у газоподібних викидах багатьох підприємств хімічної, лісохімічної, деревообробної, харчової галузей промисловості, а також у побутових стічних водах, що було розглянуто у першому розділі цієї монографії. Крім того, ці речовини, які є представниками різних груп сполук (вуглеводні, аліфатичні, сірко- та азотвмісні), піддаються біодеструкції.

У лабораторних експериментах встановлювали кінетичні характеристики біотехнологічної детоксикації формальдегіду, розчиненого у воді, у відомому аеробному та розроблювальному анаеробному процесах. Після 8 годин обробки в аеробних умовах ефект очищення від формальдегіду склав 75%, прогнозний термін для досягнення норм ГДК – 20 годин обробки. При обробці в анаеробному процесі 100% ефект очищення від формальдегіду було досягнуто за 4 години. Максимальна питома швидкість біотехнологічного анаеробного окиснення формальдегіду більш ніж у 6 разів перевищувала значення цього параметру в аеробному процесі [1, 39 – 42].

Таким чином, на основі досліджень, було зроблено висновок, що для біотехнологічного очищення газоподібних викидів від формальдегіду на стадії регенерації води можна рекомендувати анаеробний процес, як такий, що дозволяє значно пришвидшити доведення екологічно небезпечної концентрації формальдегіду до встановлених норм ГДК. Крім того, при цьому в процесі анаеробної детоксикації формальдегіду можна вести обробку більш концентрованих розчинів, у порівнянні з аеробним процесом, тобто

приблизно в 1,5 рази зменшити витрати чистої води на абсорбцію. Експлуатаційні витрати на додатковий реагент – NaNO_3 (у якості якого можна використовувати мінеральне добриво), компенсуються виключенням витрат на електроенергію для аерації [1, 39 – 42].

Також, у лабораторних експериментальних дослідженнях встановлювали кінетичні характеристики біотехнологічної детоксикації метану та супутніх йому газів (H_2S , SO_2 та NH_3) у двосекційному біореакторі з шаром, що омивається [1, 39 – 40, 42 – 45]. В установці, яка моделювала першу (нижню) секцію двосекційного біореактору було визначено кінетичні характеристики біотехнологічної детоксикації розчинених у воді H_2S , SO_2 та NH_3 . Експериментальні дані свідчать про те, що в діапазоні концентрацій H_2S у воді 15–120 мг/дм³ швидкість окиснення змінювалася від 12 мг/г за годину у області мінімальних концентрацій до максимальних значень рівних приблизно 40 мг/г за годину. Близькі і аналогічні за характером результати змін отримані і для швидкості окиснення SO_2 у воді. У діапазоні концентрацій NH_3 у воді 2,5–20 мг/дм³ швидкість окиснення змінювалася від приблизно 1,5 мг/г за годину при мінімальних концентраціях до максимального значення рівного 5 мг/г за годину. В цілому, виконаний на лабораторній установці експеримент, з одержаного рівня швидкостей окиснення, показує технологічну застосовність біореактору для очищення від H_2S , SO_2 і NH_3 [1, 40, 42–44]. В установці, яка моделювала другу (верхню) секцію двосекційного біореактору було визначено кінетичні характеристики біотехнологічної детоксикації метану з газоподібного стану. Після 1 години 15 хвилин обробки газової суміші, що містить метан специфічним мікробіоценозом було досягнуто зниження концентрації метану з 15 об.% до 0. Максимальна питома швидкість окиснення метану досягла 260 мл/г·год [1, 39, 40, 42, 45].

Таким чином, можна зробити висновок, що за допомогою біотехнологічного методу можна довести екологічно небезпечну концентрацію метану та H_2S , SO_2 і NH_3 у газоподібних викидах до встановлених норм ГДК. Усі дані експериментальних досліджень, за

результатами статистичної обробки, є достовірними. Докладно усі вище описані експериментальні дослідження із результатами статистичної обробки наведено у [1, 40].

Математична модель, яку наведено у цьому розділі монографії, розроблена на основі даних, отриманих в результаті вище вказаних експериментальних досліджень. Проектні розрахунки апаратів для біологічної очистки газоподібних викидів, які наведено у четвертому розділі цієї монографії, було розроблено на основі даних цих експериментальних досліджень та нижче наведеної математичної моделі.

Тобто, експериментальні дані біодеструкції цих речовин, розроблені моделі і методики розрахунку реакторів можуть бути взяті за основу (з певними коригуючими поправками) під час розробки очисного обладнання від інших споріднених сполук. В ніякому разі, автори не претендують на повне і всебічне висвітлення питань біологічної очистки газоповітряних викидів, а лише узагальнюють літературний та власний досвід з питань, яким присвячена ця робота.

3.1.Поняття макрокінетичної математичної моделі процесу біологічної очистки [1]

Визначаючи питому швидкість окиснення, як кількість шкідливої речовини, яка розкладається одиницею біомаси за одиницю часу, для будь-яких пар значень концентрації і часу, можна записати так:

$$\frac{\Delta\rho_i}{\Delta t_i} = -\mu_0 V_i \quad (3.1)$$

де: μ_0 – початкова концентрація біомаси;

$\Delta\rho_i = \rho_{i+1} - \rho_i$ – приріст концентрації;

$\Delta t_i = t_{i+1} - t_i$ – приріст часу;

V_i – питома швидкість окиснення.

Знак «мінус» відображає убавання концентрації при позитивній швидкості видалення забруднення.

У граничному переході, при $\Delta t \rightarrow 0$, одержимо рівняння, що описує процес біохімічного очищення в диференціальній формі:

$$-\frac{d\rho_t}{dt} = \mu_0 V_t \quad (3.2)$$

Тоді, аналітичною формою опису процесу біохімічного очищення буде одна з взаємозалежних пар функцій, що задовольняють рівнянню (3.2):

$$\rho_t = f_\rho(t); \quad V_t = f_v(t); \quad (3.3)$$

$$t_\rho = f_t(\rho); \quad V_\rho = f_v(\rho), \quad (3.4)$$

де: V_t – залежність питомої швидкості окиснення від часу обробки;

V_ρ – залежність питомої швидкості окиснення від концентрації окиснюваної речовини;

ρ_t – залежність концентрації окиснюваної речовини від часу обробки;

t_ρ – залежність часу обробки від концентрації окиснюваної речовини.

Друга пара взаємозалежних функцій (3.4) відповідає граничному переходу при $\Delta \rho \rightarrow 0$ і рівноцінному співвідношенню(3.2) диференціальному рівнянню:

$$\frac{dt_\rho}{d\rho} = - \frac{1}{\mu_0 V_\rho} \quad (3.5)$$

Очевидно, що вирази для ρ_t і t_ρ повинні бути взаємозамінними прямою і зворотною функціями. Тому додатковими можливими парами функцій можуть бути:

$$t_\rho = f_t(\rho); \quad V_t = f_v(t) \quad (3.6)$$

$$\rho_t = f_\rho(t); \quad V_\rho = f_v(\rho) \quad (3.7)$$

Таким чином, макрокінетична математична модель біохімічного очищення є системою двох функцій, що кількісно відображають взаємозалежність концентрації речовини, що видаляється, часу протікання процесу очищення, питомої швидкості деструктування шкідливої

речовини і початкової концентрації біомаси, а також що задовольняє взаємозв'язки цих же параметрів в диференціальній формі .

Необхідно підкреслити, що поняття макрокінетичної моделі з необхідністю витікає з визначення найважливішого параметра - питомої швидкості видалення забруднення .

Викладене дозволяє представити розробку макрокінетичної математичної моделі процесу біохімічного очищення, як визначення залежностей вигляду V_p , V_b , ρ_t и t_p , що адекватно описують експериментальні дані і що задовольняють диференціальному рівнянню (3.2) або (3.5).

3.2. Статистичний метод отримання залежностей питомої швидкості окиснення від концентрації забруднення і тривалості обробки [1]

Викладений в розділі 3.1 підхід дозволяє уточнити форму представлення експериментальних даних для їх подальшої статистичної обробки. Відповідно до нього метод отримання експериментальних значень V_i за формулою (3.1) є, по суті, наближеною інтеграцією рівняння (3.2) або (3.5) при $V = \text{const}$, тобто, за методом прямокутників. Очевидно, що при цьому значення V_i слід розуміти, як середні значення питомої швидкості на інтервалі $\Delta\rho_i$ і співвідносити їх з середніми значеннями концентрації на цьому ж інтервалі:

$$\rho_{ci} = \rho_i + \frac{\Delta\rho_i}{2} \quad (3.8)$$

Аналогічно, у разі представлення V_i , як функції часу, одержимо:

$$t_{ci} = t_i + \frac{\Delta t_i}{2} \quad (3.9)$$

Допущення $V = \text{const}$ означає заміну на певному інтервалі дійсної залежності ρ_t на лінійну. Проте, досягши повного видалення забруднення $\rho = 0$ і при відносно великому кінцевому інтервалі Δt_k , залежність ρ_t на цьому

інтервалі, як впливає з експериментальних даних, може істотно відрізнятись від лінійної.

Заміна лінійної залежності на степеневу дозволяє уточнити представлення останнього, кінцевого значення питомої швидкості V_k . В цьому випадку, вважаємо, що для трьох останніх експериментальних крапок виконуються співвідношення:

$$\rho = k \tau^q \quad (3.9)$$

$$\tau = t_0 - t \quad (3.10)$$

де : t_0 – час досягнення нульової концентрації;

t – поточний час.

Координати кінцевої точки, співвіднесеної з експериментальним значенням питомої швидкості окиснення, визначаються з умови рівності аналітично розрахованої похідної для виразу (3.10) і аналітично розрахованої відносини приросту функції $\Delta\rho_k$ до приросту аргументу $\Delta\tau_k$ на останньому тимчасовому інтервалі для цього ж виразу:

Рівність (3.11) визначає значення аргументу, при якому похідна, що змінюється дорівнює:

$$\frac{d\rho}{d\tau} = \frac{\Delta\rho_k}{\Delta\tau_k} \quad (3.11)$$

тобто її усередненому значенню, що оцінюється за експериментальними даними. З рівності (3.11) одержимо:

$$\tau_{ск} = \frac{\Delta\tau_k}{\frac{1}{q} \tau_k^{q-1}} \quad (3.12)$$

$$\rho_{ск} = \frac{\rho_k}{\frac{q}{q-1} \tau_k^{q-1}} \quad (3.13)$$

Вираз (3.13) записаний з урахуванням того, що на останньому інтервалі зміна концентрації рівна його значенню.

Зокрема, при використанні параболи ($q = 2$) з виразу одержимо формулу

$$\rho_{ск} = \frac{\rho_k}{4} \quad (3.14)$$

Таким чином, зрушення координати із-за збільшення кривизни залежності ct в кінці процесу істотне.

Показник ступеня q можна знайти за останніми парами експериментальних значень $\rho_i - t_i$, логарифмуючи вираз(3.10) і вирішуючи систему двох рівнянь, що виходить. Вважаючи, що останні три пари експериментальних значень, які дорівнюють $0 - t_0$; $\rho_1 - t_1$; $\rho_2 - t_2$, одержимо формулу для визначення показника ступеня:

$$q = \frac{\ln \frac{\rho_2}{\rho_1}}{\ln \frac{t_0 - t_2}{t_0 - t_1}} \quad (3.15)$$

Слід враховувати, що показник ступеня розраховується точно, але за експериментальними даними, знайденими з деякою помилкою. Тому, пропонується уточнення для визначення останнього значення концентрації, співвідношуваного з питомою швидкістю окиснення, необхідно застосовувати тільки при поліпшенні статистичних оцінок шуканої регресійної залежності . Інакше необхідне співвідношення з серединою інтервалу за формулами (3.8) і (3.9).

Якісно вид залежності V_ρ повинен задовольняти наступним вимогам:

1. Прохід кривої через початок координат – очевидно, що при $\rho = 0$ також і $V_\rho = 0$.
2. Наявність максимуму – встановлено експериментально.
3. Компактність – можливість змістовної інтерпретації структури формули при мінімальному числі емпіричних коефіцієнтів.

Характеру розташування експериментальних крапок і вказаним вище вимогам задовольняє залежність вигляду:

$$V_{\rho} = a \rho^b e^{-c\rho} \quad (3.16)$$

де: a , b , c – емпіричні коефіцієнти.

Для визначення емпіричних коефіцієнтів пропонується процедура, викладена нижче. Прологарифмував вираз (3.16):

$$\ln V_{\rho} = \ln a + b \ln \rho - c\rho \quad (3.17)$$

і провівши заміну змінних на

$$Y = \ln V_{\rho}; X_1 = \ln \rho; X_2 = \rho, \quad (3.18)$$

отримаємо:

$$Y = A + BX_1 + CX_2 \quad (3.19)$$

Визначення коефіцієнтів A , B , C в рівнянні(3.19), як в рівнянні множинної регресії, можливо за допомогою будь-якої стандартної програми, наприклад, LINEST в EXCELL . При цьому шукані емпіричні коефіцієнти знаходяться як :

$$a = e^A; \quad b = B; \quad c = -C \quad (3.20)$$

Характер залежності V_t подібний виду залежності V_{ρ} при заміні прямого відліку часу t від початкової концентрації ρ_0 , на час зворотного відліку τ (3.11) від моменту досягнення нульової концентрації $\rho=0$. Тоді можна записати:

$$V_{\tau} = a' \tau^{b'} e^{-c'\tau} \quad (3.21)$$

Емпіричні коефіцієнти a' , b' , c' знаходяться відповідно до процедури, описаної вище.

Результати статистичної обробки, представлені на рис. 3.1, 3.3, 3.5, 3.7, 3.9, 3.11, 3.13, 3.15 та у табл. 3.1 свідчать про те, що запропоновані види залежностей для V_{ρ} та V_{τ} адекватно описують експериментальні дані. Одержані регресійні формули, для всіх досліджених процесів біохімічного

очищення, статистично достовірні F -критерію, мають коефіцієнти детерміації, що перевищують 93 % і забезпечують достатню точність за величиною довірчого інтервалу.

Інтеграція рівнянь (3.2) та (3.5) з використанням регресійних формул для V_p та V_t дозволить одержати розрахункові залежності ρ_t і t_p . Статистична відповідність розрахункових значень ρ_t і t_p та експериментальних даних буде доказом як приладдя емпіричних залежностей V_p і V_t диференціальним рівнянням (3.2) та (3.5), так і достовірності представлення початкових даних по питомих швидкостях окиснення.

Інтеграли рівнянь (3.2) та (3.5) запишуться як:

$$\rho = -\mu_0 \int V_t dt + C \quad (3.22)$$

$$t = -\frac{1}{\mu_0} \int \frac{d\rho}{V_p} + C \quad (3.23)$$

де: C – постійна інтеграції.

Переходячи до визначених інтегралів із змінною верхньою межею і початковими умовами для деякої t_i –тої точки, отримаємо :

$$\rho = \rho_i - \mu_0 \int_{t_i}^t V_t dt \quad (3.24)$$

$$t = t_i - \frac{1}{\mu_0} \int_{\rho_i}^{\rho} \frac{d\rho}{V_p} \quad (3.25)$$

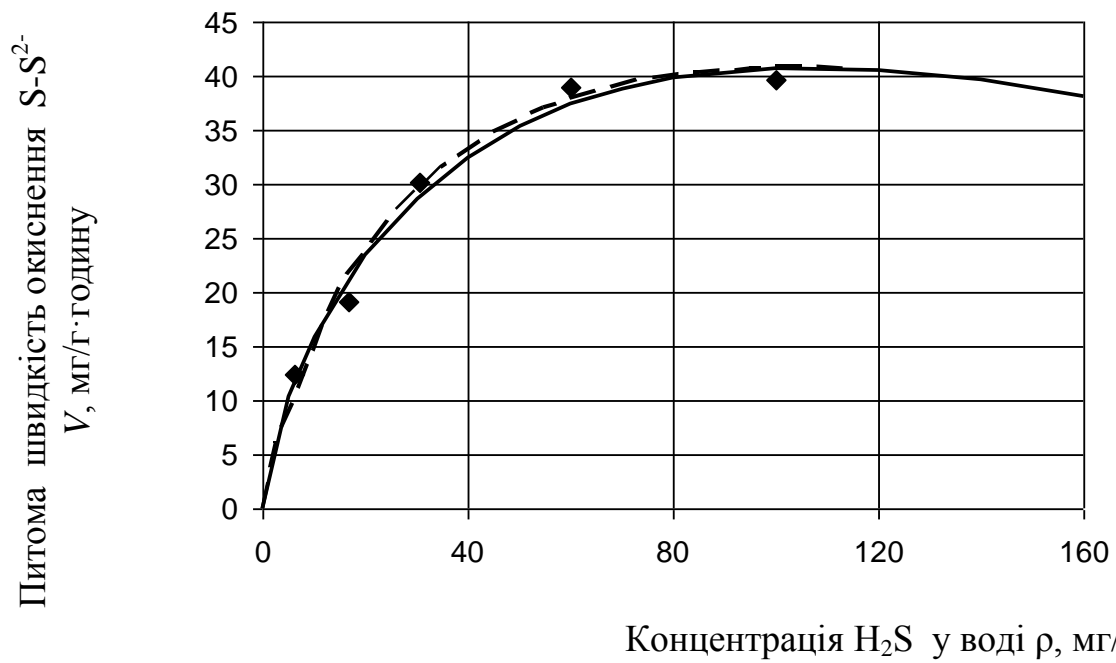


Рисунок 3.1 Вплив концентрації H₂S у воді на швидкість біосорбційного окиснення*

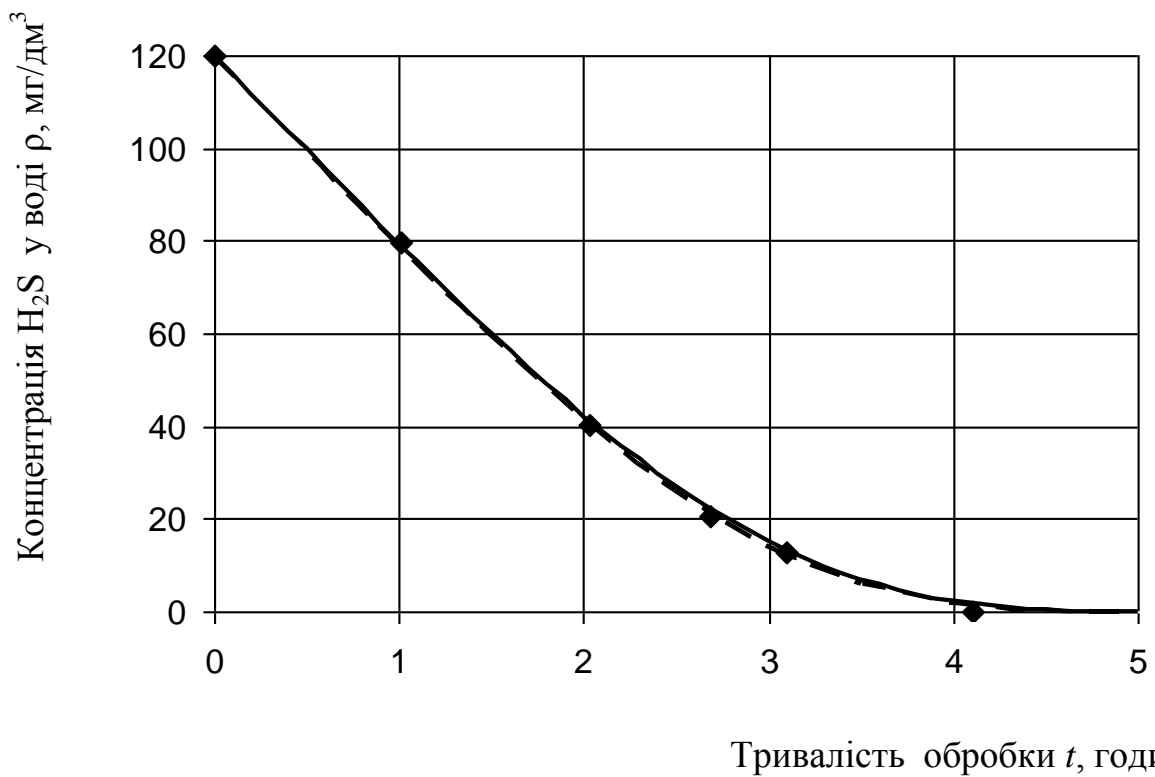


Рисунок 3.2 Вплив тривалості обробки на концентрацію H₂S у воді**

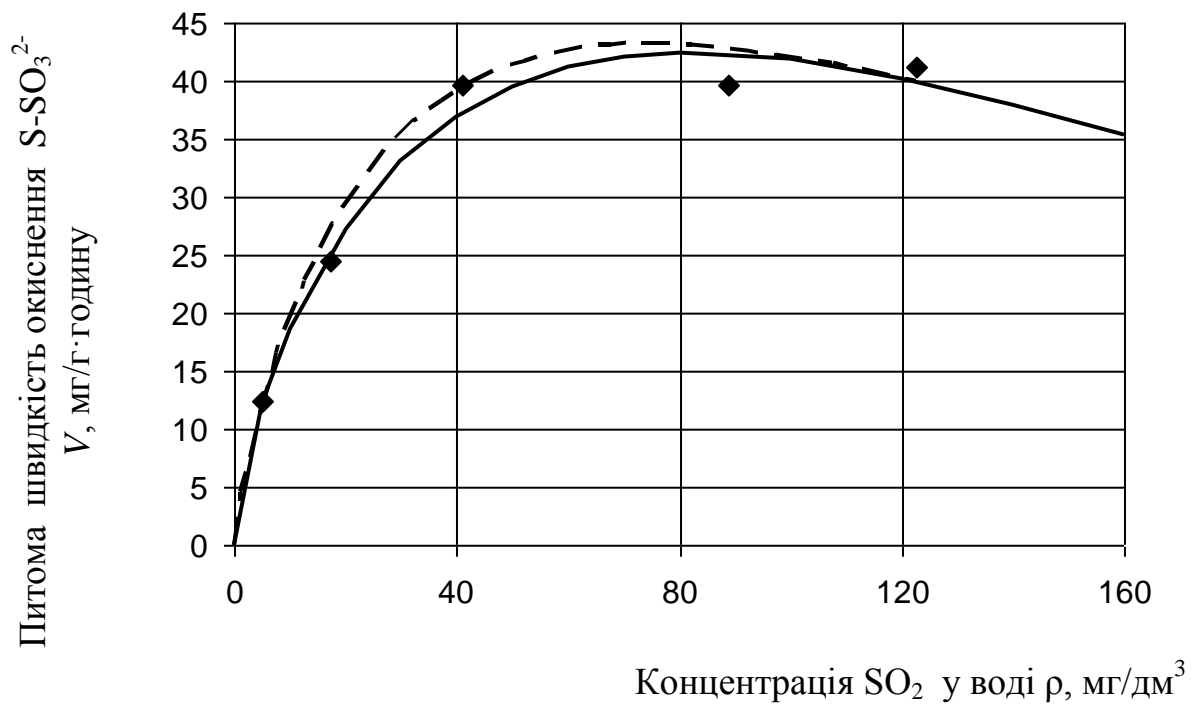


Рисунок 3.3 Вплив концентрації SO₂ у воді на швидкість біосорбційного окиснення*

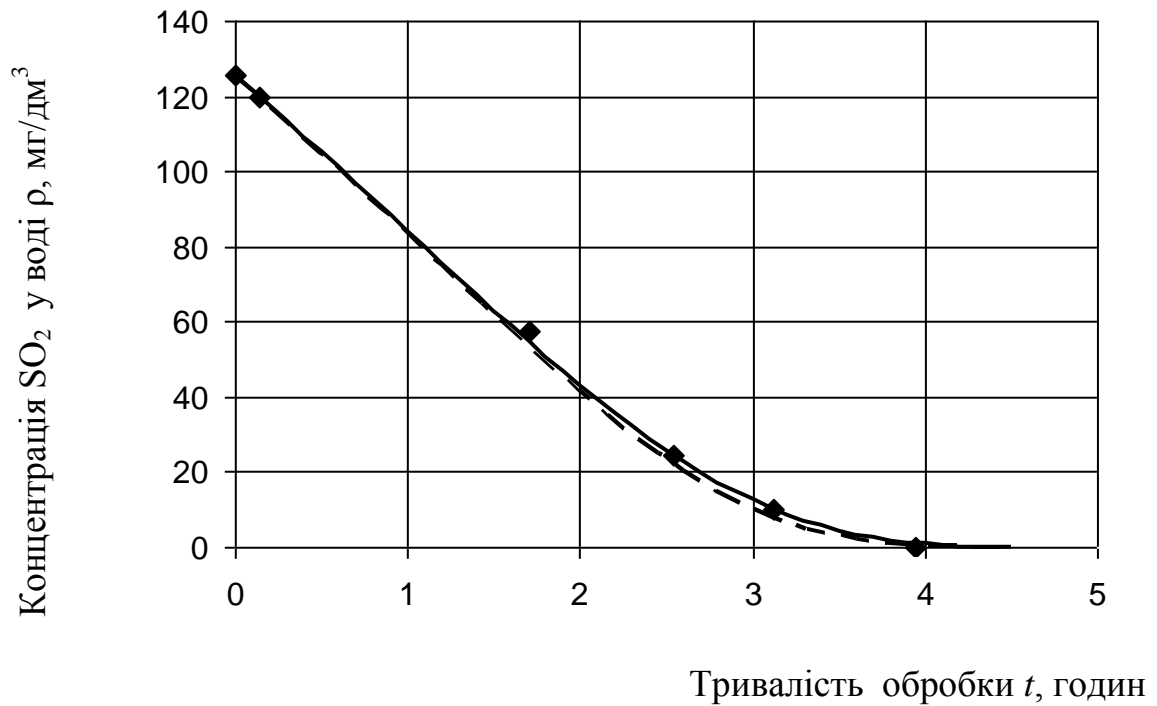


Рисунок 3.4 Вплив тривалості обробки на концентрацію SO₂ у воді**

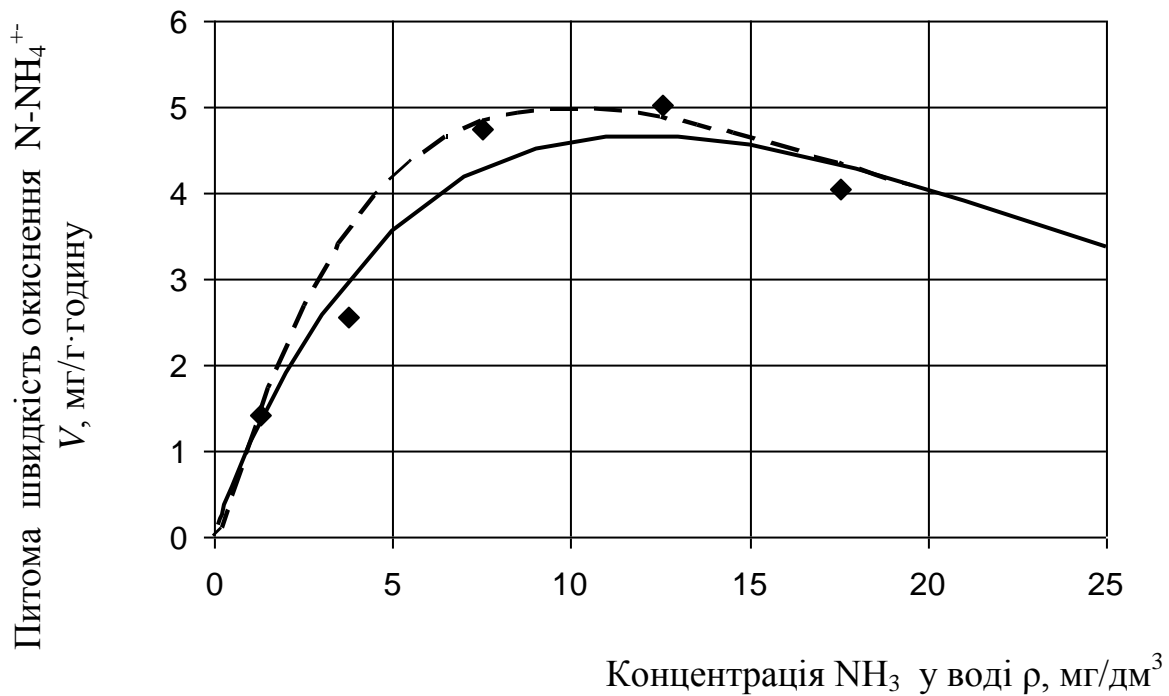


Рисунок 3.5 Вплив концентрації NH_3 у воді на швидкість біосорбційного окиснення*

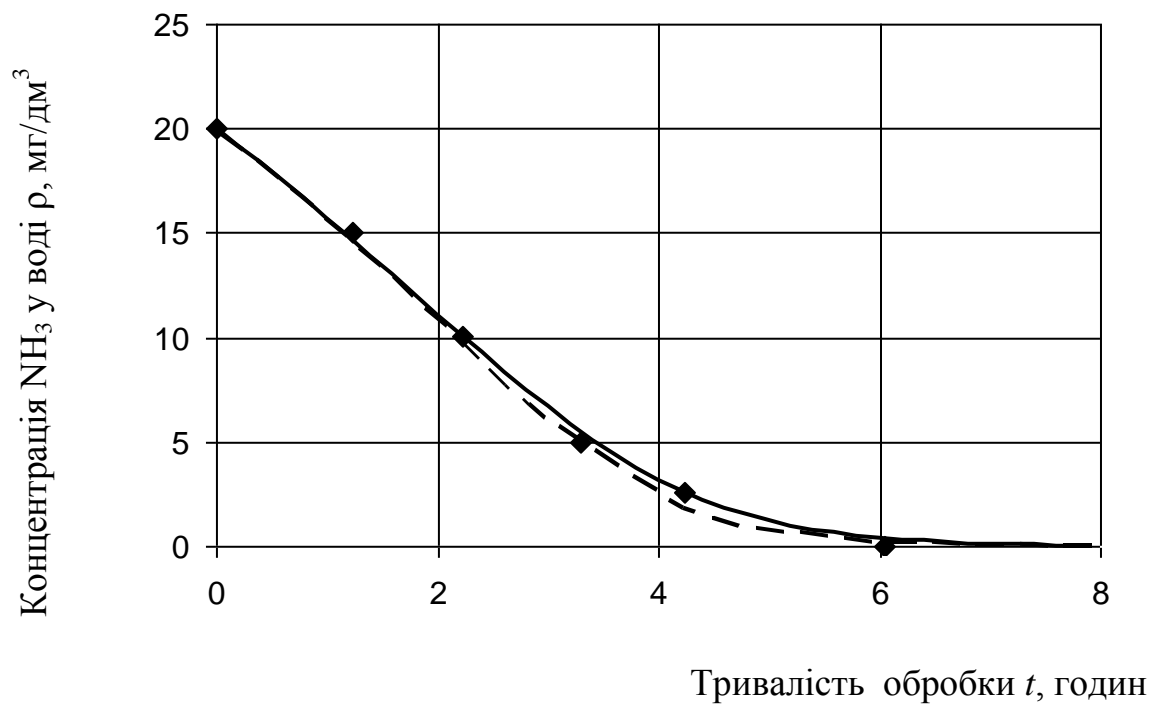


Рисунок 3.6 Вплив тривалості обробки на концентрацію NH_3 у воді**

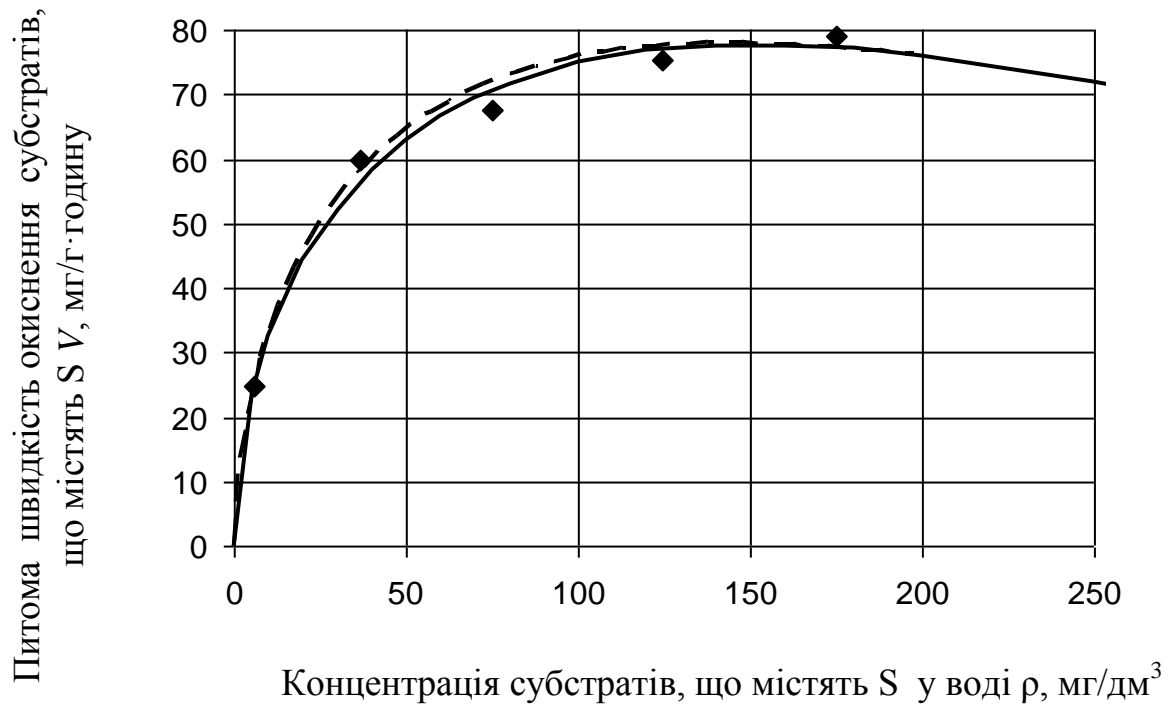


Рисунок 3.7 Вплив концентрації субстратів, що містять S у воді на швидкість біосорбційного окиснення*

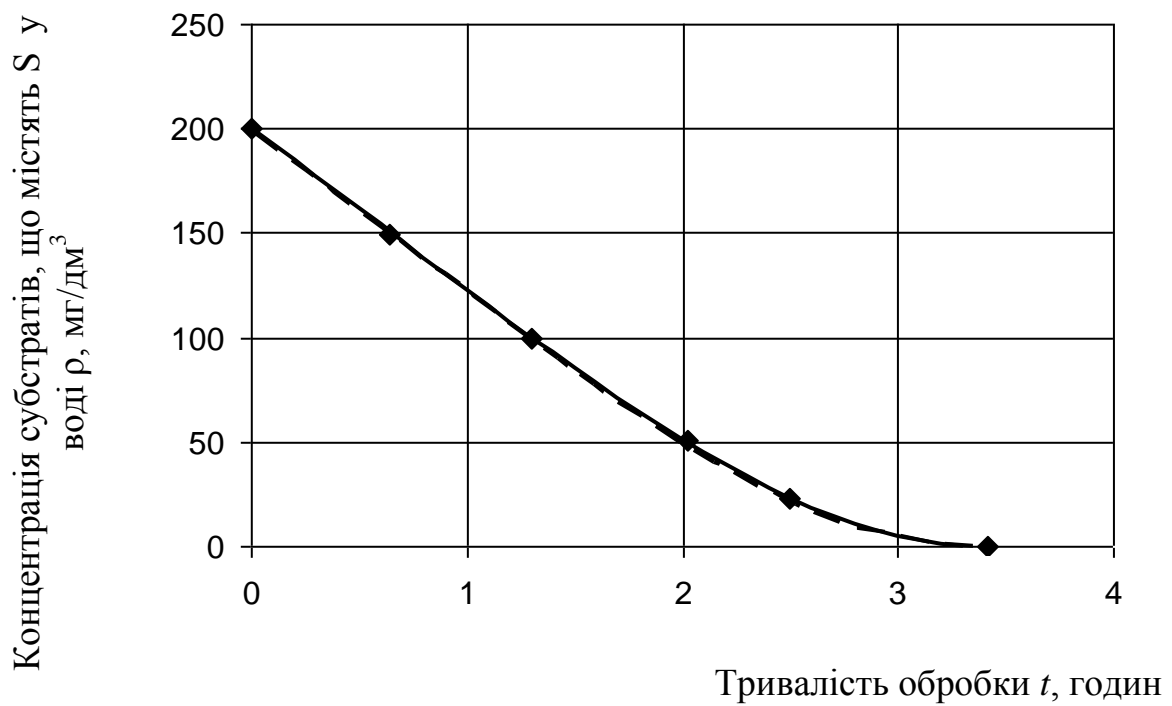


Рисунок 3.8 Вплив тривалості обробки на концентрацію субстратів, що містять S у воді**

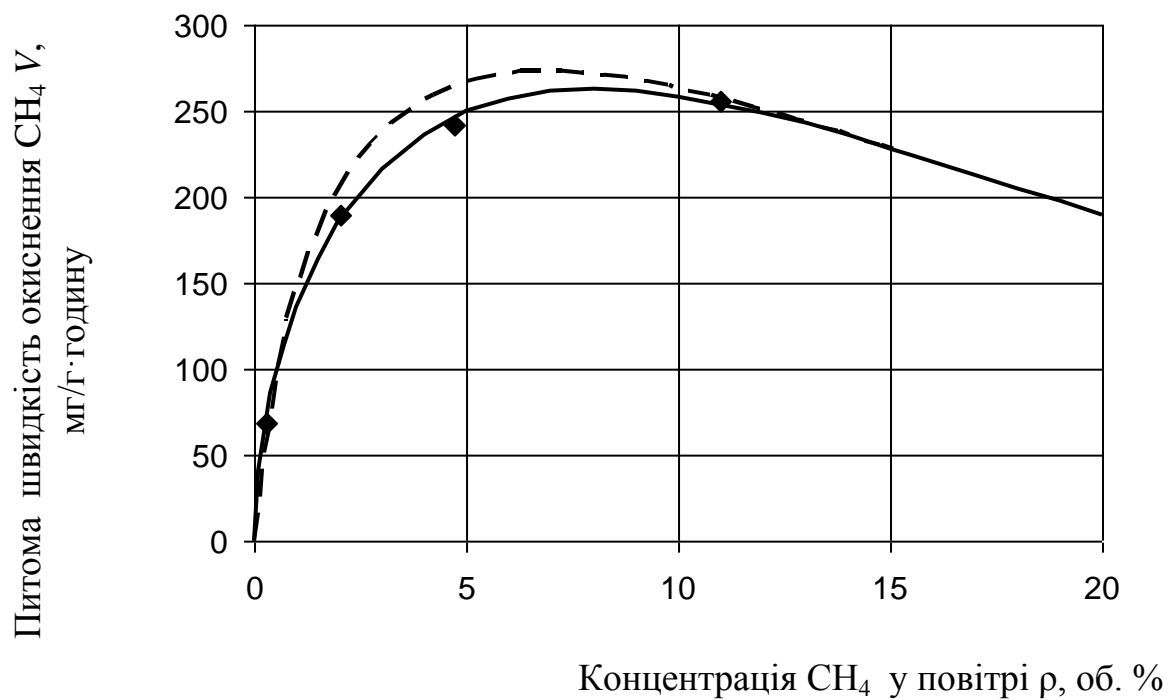


Рисунок 3.9 Вплив концентрації CH_4 у повітрі на швидкість біосорбційного окиснення*

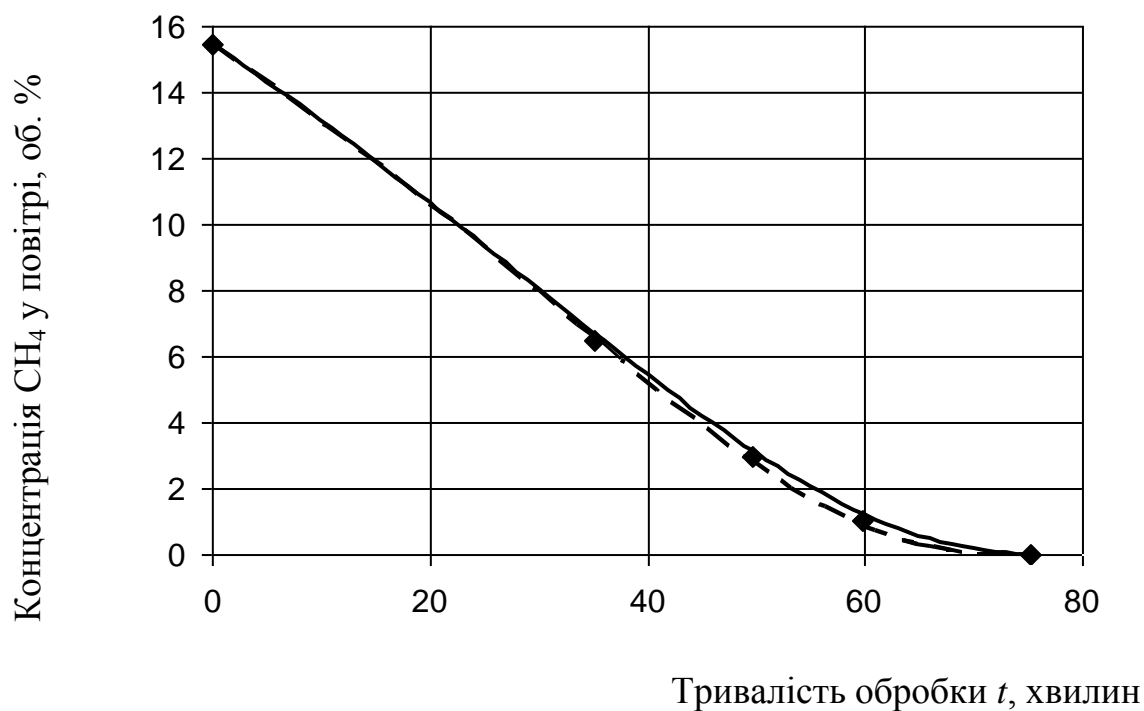
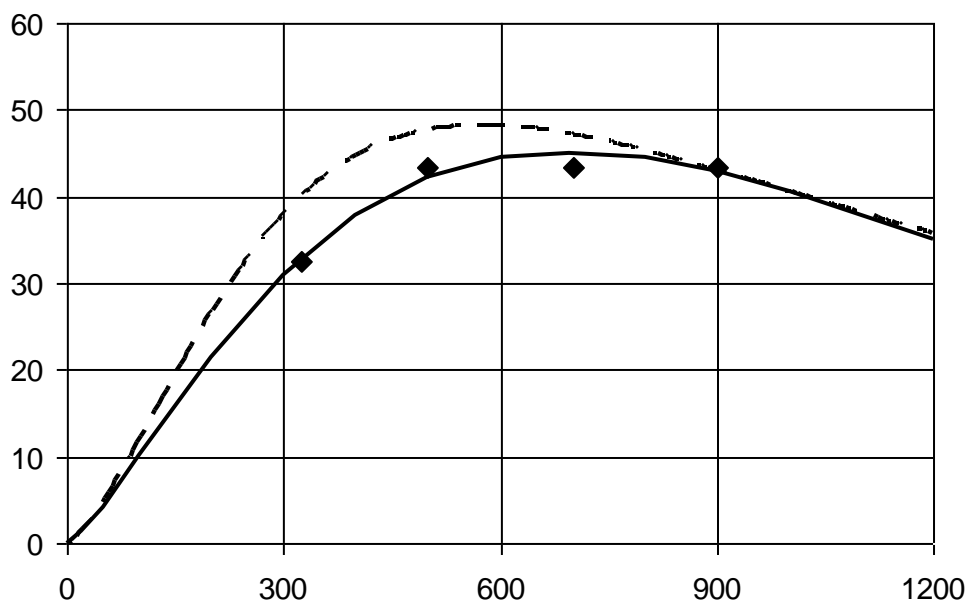


Рисунок 3.10 Вплив тривалості обробки на концентрацію CH_4 у повітрі**

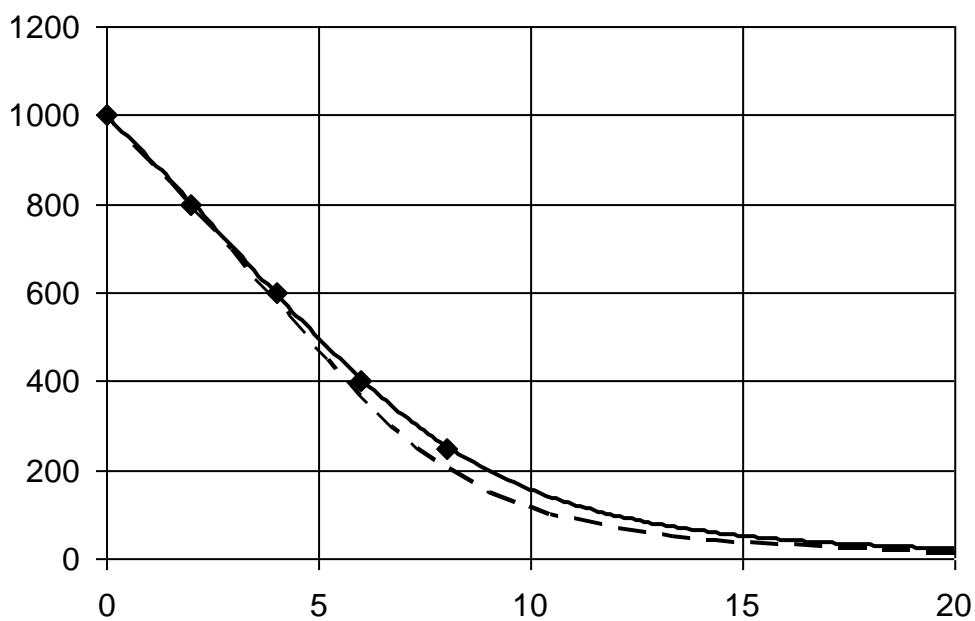
Питома швидкість аеробного окиснення формальдегіду у воді V , мг/г·годину



Концентрація формальдегіду у воді ρ , мг/дм³

Рисунок 3.11 Вплив концентрації формальдегіду у воді на швидкість аеробного біосорбційного окиснення*

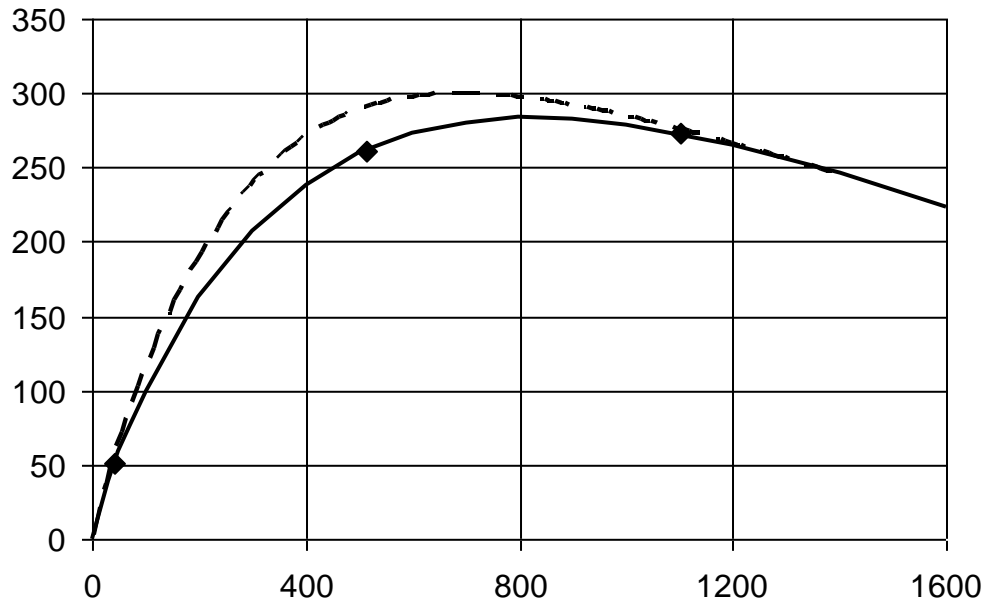
Концентрація формальдегіду у воді ρ , мг/дм³



Тривалість аеробної обробки t , годин

Рисунок 3.12 Вплив тривалості обробки на концентрацію формальдегіду у воді**

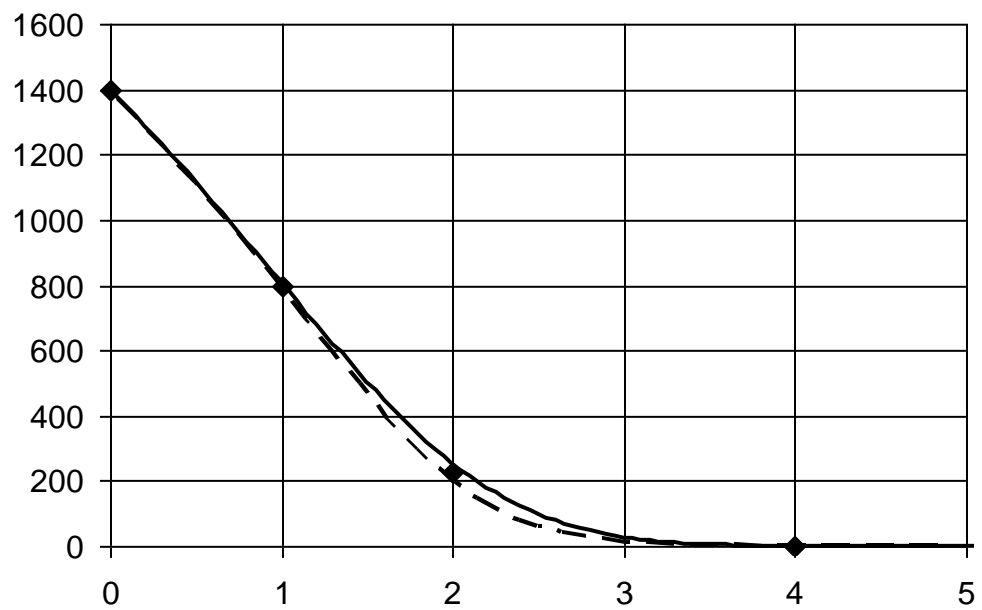
Питома швидкість анаеробного окиснення формальдегіду у воді V , мг/г·годину



Концентрація формальдегіду у воді ρ , мг/дм³

Рисунок 3.13 Вплив концентрації формальдегіду у воді на швидкість анаеробного біосорбційного окиснення*

Концентрація формальдегіду у воді ρ , мг/дм³



Тривалість анаеробної обробки t , годин

Рисунок 3.14 Вплив тривалості обробки на концентрацію формальдегіду у воді

* Примітка:

суцільна лінія – чисельна інтеграція рівняння регресії вигляду $V\rho = ar^b e^{-c\rho}$;
 пунктирна лінія – чисельне диференціювання залежності t_p , одержана
 наближеною інтеграцією рівняння регресії вигляду $V\rho = ar^b e^{-c\rho}$;
 точки – експериментальні дані.

** Примітка:

суцільна лінія – чисельна інтеграція рівняння регресії вигляду $V\rho = ar^b e^{-c\rho}$;
 пунктирна лінія – залежність t_p , одержана наближеною інтеграцією рівняння
 регресії вигляду $V\rho = ar^b e^{-c\rho}$;
 точки – експериментальні дані.

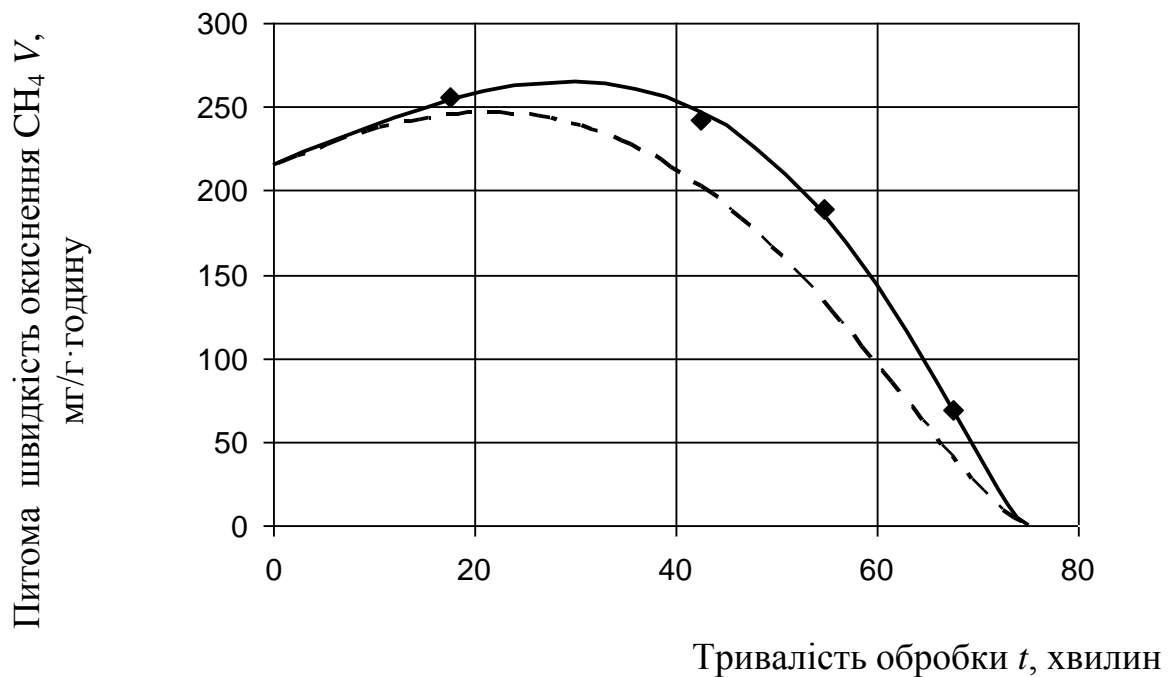


Рисунок 3.15. Вплив концентрації CH_4 у повітрі на швидкість біосорбційного окиснення:

суцільна лінія – чисельна інтеграція рівняння регресії вигляду
 $V\tau = 5,2222 \tau^{1.3940} e^{-0.03068\tau}$ ($\tau = t_0 - t$);

пунктирна лінія – чисельне диференціювання залежності ρ_τ , одержана
 наближеною інтеграцією рівняння регресії вигляду

$$V_\tau = 5,2222 \tau^{1.3940} e^{-0.03068\tau} (\tau = t_0 - t);$$

точки – експериментальні дані.

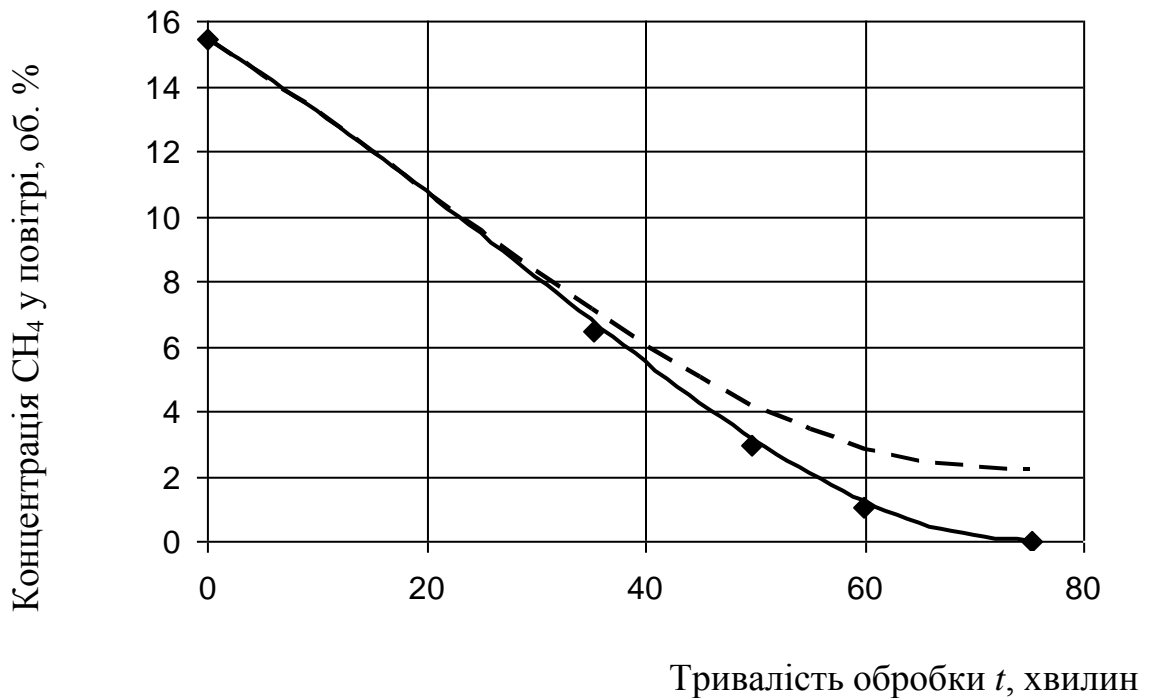


Рисунок 3.16 Вплив тривалості обробки на концентрацію CH_4 у повітрі:

суцільна лінія – чисельна інтеграція рівняння регресії вигляду

$$V\tau = 5.2222 \tau^{1.3940} e^{-0.03068\tau} (\tau = t_0 - t);$$

пунктирна лінія – залежність ρ_τ , одержана наближеною інтеграцією рівняння регресії вигляду $V\tau = 5.2222 \tau^{1.3940} e^{-0.03068\tau} (\tau = t_0 - t);$

точки – експериментальні дані.

Використання виразів вигляду (3.16) та (3.21) для V_p і V_t не дозволяє одержувати точні аналітичні рішення рівнянь (3.24) та (3.25). Методи чисельної інтеграції, відомі як методи прямокутників і трапецій [79], опинилися, в даному випадку, що не сходяться - зменшення кроку інтеграції не приводило до єдиного рішення.

Таблиця 3.1 – Результати статистичної обробки експериментальних даних для залежностей вигляду «питома швидкість – концентрація»

Номер рисунок	V – функція ρ - аргумент	Коефіцієнти рівняння регресії вигляду $V_p = a\rho^b e^{-c\rho}$			Довірчий інтервал відхилень розрахунку від експерименту, δV	Коефіцієнт детермінації, R ²	Відношення розрахункового значення F- критерію до табличного
		a	b	c			
3.1	V – питома швидкість окиснення S-S ²⁻ , мг/Г·год	3.7689	0.6508	0.006172	1.94	0.9833	9.2
	ρ – концентрація H ₂ S в воде, мг/дм ³						
3.3	V – питома швидкість окиснення S-SO ₃ ²⁻ , мг/Г·год	4.3363	0.6685	0.008102	2.45	0.9757	6.3
	ρ – концентрація SO ₂ у воді, мг/дм ³						
3.5	V – питома швидкість окиснення N-NH ₄ ⁺ , мг/Г· год.	1.1752	0.9318	0.07794	0.49	0.9329	2.2
	ρ – концентрація NH ₃ в воде, мг/дм ³						
3.7	V – питома швидкість окиснення сірковмісних субстратів, мг/Г· год	10.884	0.4899	0.003260	3.29	0.9853	10.5
	ρ – концентрація сірковмісних субстратів у воді, мг/ дм ³						
3.9	V – питома швидкість окиснення CH ₄ , мл/Г· год	145.79	0.5485	0.06908	5.15	0.9986	74.3
	ρ – концентрація CH ₄ у повітрі, об. %						
3.11	V – питома швидкість аеробного окиснення формальдегіду у воді, мг/Г· год	0.02087	1.3850	0.001993	2.01	0.9457	1.9
	ρ – концентрація формальдегіду у воді, мг/ дм ³						
3.13	V – питома швидкість окиснення S-S ²⁻ , мг/Г·год	2.2563	0.8460	0.001027	0.08	0.99999993	789935
	ρ – концентрація H ₂ S у воді, мг/дм ³						

Тому застосували чисельну інтеграцію, при якій на кожному кроці інтеграції точні значення V_ρ і V_t замінили їх лінійними наближеннями вигляду:

$$V_\rho = V_i + k_{\rho i} \Delta \rho \quad (3.26)$$

$$k_{\rho i} = \frac{dV_{\rho i}}{d\rho_i} \quad (3.27)$$

$$V_t = V_i + k_{t i} \Delta t \quad (3.28)$$

$$k_{t i} = \frac{dV_{t i}}{dt_i} \quad (3.29)$$

де : $k_{\rho i}$ і $k_{t i}$ – значення похідних V_ρ і V_t в i -тій точці.

Після заміни змінних одержуємо:

$$\Delta t = t - t_i \quad (3.30)$$

$$\Delta \rho = \rho - \rho_i \quad (3.31)$$

і інтегруючи (3.24) та (3.25), після перетворень одержали формули для розрахунку приростів концентрації на кожному i -ому кроці чисельної інтеграції:

$$\Delta \rho_i = \frac{1}{\varphi_{\rho i}} (e^{-\varphi_{\rho i} \mu_0 V_i \Delta t} - 1) \quad (3.32)$$

$$\varphi_{\rho i} = \frac{b}{\rho_i} - c \quad (3.33)$$

$$\Delta \rho_i = -\mu_0 V_i \Delta t \left(1 + \frac{\varphi_{t i}}{2} \Delta t\right) \quad (3.34)$$

$$\varphi_{t i} = \frac{b'}{\tau_i} - c' \quad (3.35)$$

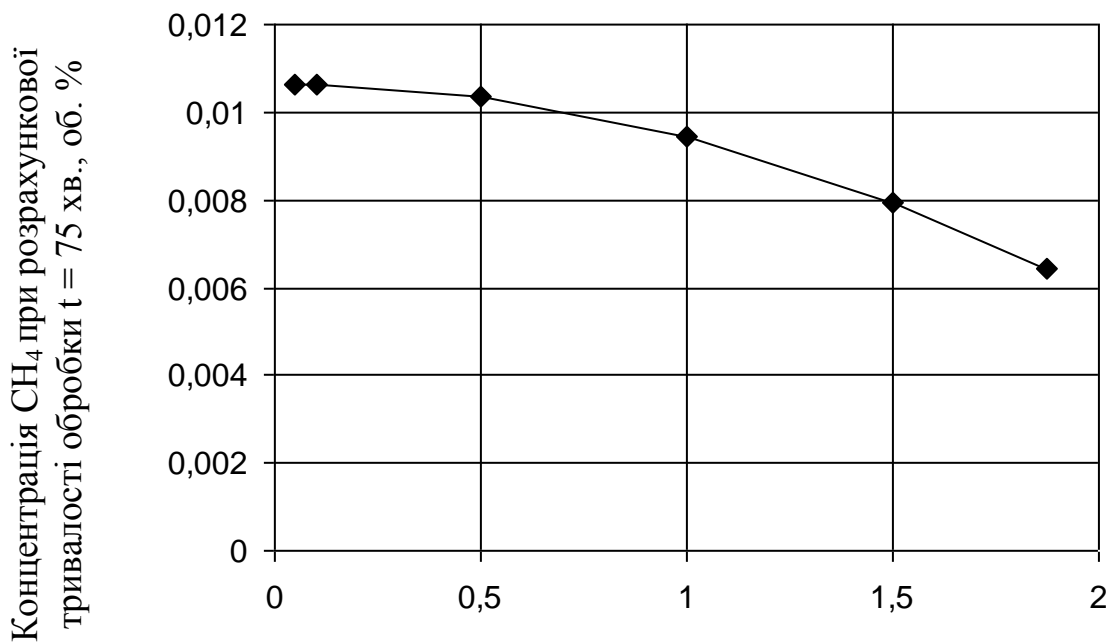
$$\tau_i = t_0 - t_i \quad (3.36)$$

З урахуванням того, що

$$\rho_{i+1} = \rho_i + \Delta \rho_i \quad (3.37)$$

отримаємо можливість покроково розрахувати значення концентрацій, починаючи з початкового значення ρ_0 .

Точність і збіжність запропонованого алгоритму оцінюємо по зміні величини концентрації в крапці, близькій до кінця розрахунку процесу очищення, оскільки помилка може накопичуватися у міру збільшення кроків інтеграції. На рис. 3.17 та 3.18 показано зміну величини концентрації залежно від кроку інтеграції. Приведені дані свідчать про те, що використаний метод є таким, що швидко сходиться при інтеграції $V\rho$. Таким чином, в цьому випадку, при $\Delta t \rightarrow 0$ ми маємо точне в математичному сенсі рішення. Процес чисельної інтеграції V_t , що погано сходиться (рис. 3.18).

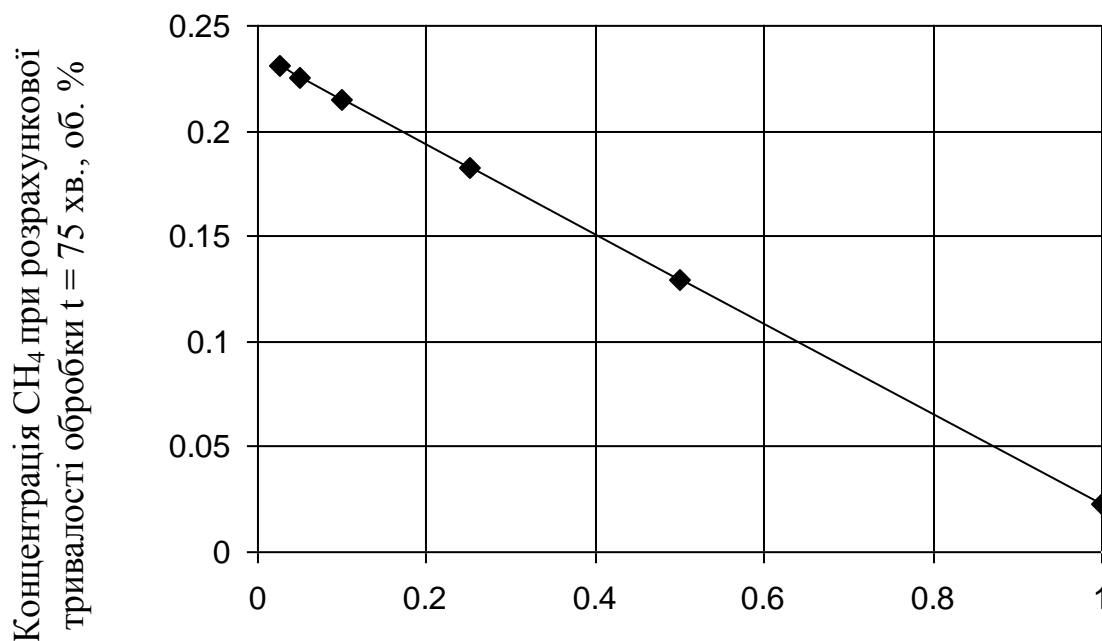


Δt – крок чисельної інтеграції, хв.

Рисунок 3.17. Залежність точності рішення від дробової покрокового розбиття тривалості обробки при чисельній інтеграції залежності вигляду

$$V\rho = a \rho^b e^{-c\rho}.$$

Дані, представлені на рис. 3.2, 3.4, 3.6, 3.8, 3.10, 3.12, 3.14, 3.16 та табл. 3.2 свідчать про хорошу відповідність розрахунку і експерименту. При зіставленні з експериментальними даними розрахунок питомої швидкості усередині кроку інтеграції проводився методом лінійної інтерполяції.



Δt – крок чисельної інтеграції, хв.

Рисунок 3.18. Залежність точності рішення від дробової покрокового розбиття тривалості обробки при чисельній інтеграції залежності вигляду

$$V_{\tau} = 5,2222\tau^{1.3940} e^{-0.03068\tau} (\tau = t_0 - t).$$

Викладене дозволяє вважати доведеним, що запропоновані емпіричні залежності V_p та V_t на статистично достовірному і достатньому для інженерних розрахунків рівні точності можна використовувати як складової частини макрокінетичної математичної моделі біохімічного очищення. Можна також відзначити велику статистичну значущість і точність залежностей запропонованого вигляду (табл. 3.1) в порівнянні з поліномом при тому ж кількості емпіричних коефіцієнтів. В цілому, знайдені регресійні залежності для питомих швидкостей окиснення, в сукупності з методом чисельної інтеграції по суті є макрокінетичними математичними моделями відповідних біотехнологічних процесів.

Таблиця 3.2 – Статистична оцінка відповідності розрахункових значень, одержаних чисельною інтеграцією, по відношенню до експериментальних даних для залежностей вигляду «концентрація – тривалість обробки»

Номер рисунок	ρ – функція t - аргумент	Розрахунковий час досягнення нульової концентрації, t_0	Довірчий інтервал відхилень розрахунку від експерименту, $\delta\rho$	Коефіцієнт детермінації, R^2	Відношення розрахунко- вого значення F - критерію до табличного
3.2	ρ – концентрація H_2S у воді, мг/дм ³	5.01	1.40	0.9992	233.6
	t – тривалість обробки, годин				
3.4	ρ – концентрація SO_2 у воді, мг/дм ³	4.64	1.41	0.9994	330.6
	t – тривалість обробки, годин				
3.6	ρ – концентрація NH_3 у воді, мг/дм ³	17.7	0.36	0.9981	101.7
	t – тривалість обробки, годин				
3.8	ρ – концентрація сірковмісних субстратів у воді, мг/дм ³	3.41	0.97	0.9999	1372.8
	t – тривалість обробки, годин				
3.10	ρ – концентрація CH_4 , об. %	76.9	0.20	0.9994	247.8
	t – тривалість обробки, хвилин				
3.12	ρ – концентрація формальдегіда у воді, мг/дм ³	∞	5.07	0.9998	851.4
	t – тривалість аеробної обробки, годин				
3.14	ρ – концентрація формальдегіда у воді, мг/дм ³	5.16	27.2	0.9993	144.9
	t – тривалість анаеробної обробки, годин				

3.3. Аналітичний метод отримання залежності концентрації забруднення від тривалості обробки

Знайдений у розділі 3.2 вираз для V_p та V_b у відповідності із диференціальними рівняннями (3.2) та (3.5), визначають залежності ρ_τ та τ_p як :

$$\rho = \mu_0 a' \int \tau^b e^{-c\tau} d\tau + C \quad (3.38)$$

$$\tau = \frac{1}{\mu_0 a} \int \rho^{-b} e^{c\rho} d\rho + C \quad (3.39)$$

де: C – постійна інтегрування.

Переходячи до постійних інтегралів із змінною верхньою межею, отримуємо:

– для початкових умов $\tau = 0 \rightarrow \rho = 0$

$$\rho = \mu_0 a' \int_0^\tau \tau^b e^{-c\tau} d\tau \quad (3.40)$$

– для початкових умов $\tau = \tau_0 \rightarrow \rho = \rho_0$

$$\rho = \rho_0 + \mu_0 a' \int_{\tau_0}^\tau \tau^b e^{-c\tau} d\tau \quad (3.41)$$

– для початкових умов $\rho = 0 \rightarrow \tau = 0$

$$\tau = \frac{1}{\mu_0 a} \int_0^\rho \rho^{-b} e^{c\rho} d\rho \quad (3.42)$$

– для початкових умов $\rho = \rho_0 \rightarrow \tau = \tau_0$

$$\tau = \tau_0 + \frac{1}{\mu_0 a} \int_{\rho_0}^\rho \rho^{-b} e^{c\rho} d\rho \quad (3.43)$$

Інтеграл (3.40) – (3.43) не мають замкнутих аналітичних рішень. Однак, існує можливість отримання наближених аналітичних рішень, заснованих на використанні інтегральних нерівностей. У нашому випадку інтегральні нерівності можна записати:

– для початкових умов $\tau = \tau_0 \rightarrow \rho = \rho_0$

$$e \frac{\int_{\tau_0}^{\tau} \tau^{b'} (\ln e^{-c\tau}) d\tau}{\int_{\tau_0}^{\tau} \tau^{b'} d\tau} \leq \frac{\int_{\tau_0}^{\tau} \tau^{b'} e^{-c\tau} d\tau}{\int_{\tau_0}^{\tau} \tau^{b'} d\tau} \quad (3.44)$$

– для початкових умов $\rho = \rho_0 \rightarrow \tau = \tau_0$

$$e \frac{\int_{\rho_0}^{\rho} \rho^{-b} (\ln e^{c\rho}) d\rho}{\int_{\rho_0}^{\rho} \rho^{-b} d\rho} \leq \frac{\int_{\rho_0}^{\rho} \rho^{-b} e^{c\rho} d\rho}{\int_{\rho_0}^{\rho} \rho^{-b} d\rho} \quad (3.45)$$

Аналогічно, із відповідною заміною змінних, можуть бути записані інтегральні нерівності і для початкових умов $\tau = 0 \rightarrow \rho = 0$ и $\rho = 0 \rightarrow \tau = 0$.

Не важко побачити, що інтеграл (3.39) – (3.42) знаходяться у чисельнику правої частини інтегральних нерівностей, а інші інтеграл

мають аналітичні рішення. Тоді наближеними рішеннями для (3.40) – (3.43) будуть відповідно:

– для початкових умов $\tau = 0$ ($t = t_0$) $\rightarrow \rho = 0$

$$\rho = m' \tau^{n'} e^{-p' \tau} \quad (3.46)$$

– для початкових умов $\tau = \tau_0$ ($t = 0$) $\rightarrow \rho = \rho_0$

$$\rho = \rho_0 + m' (\tau^{n'} - \tau_0^{n'}) e^{\frac{-p' (\tau^{n'+1} - \tau_0^{n'+1})}{(\tau^n - \tau_0^n)}} \quad (3.47)$$

де позначено:

$$m' = \frac{\mu_0 a'}{1+b'} ; \quad n' = 1+b' ; \quad p' = c' \frac{1+b'}{2+b'} \quad (3.48)$$

– для початкових умов $\rho = 0$ $\rightarrow \tau = 0$ ($t = t_0$)

$$\tau_p = m p^n e^{pp} \quad (3.49)$$

– для початкових умов $\rho = \rho_0$ $\rightarrow \tau = \tau_0$ ($t = 0$)

$$\tau = \tau_0 + m (\rho^n - \rho_0^n) e^{\frac{p(\rho^{n+1} - \rho_0^{n+1})}{(\rho^n - \rho_0^n)}} \quad (3.50)$$

де позначено:

$$m = \frac{1}{\mu_0 a (1-b)} ; \quad n = 1-b ; \quad p = c \frac{1-b}{2-b} \quad (3.51)$$

Очевидно, що формула (3.49) може бути застосована при $b < 1$, а формула (3.46) – при $\tau < n'/p'$. У першому випадку невиконання вказаної умови призведе до негативних значень τ , а у другому – до збільшення ρ на початку процесу біологічної очистки. Однак, головний недолік формул (3.46) та (3.49) полягає у неадекватності опису експериментальних даних. Спроба отримати коефіцієнти залежностей вигляду (3.46) та (3.49) безпосередньо статистичною обробкою експериментальних даних показала

високу статистичну значущість таких залежностей при відчутній невідповідності диференціальним рівнянням (3.2) та (3.5).

Таким чином, залежності вигляду (3.46) та (3.49) виявилися такими, що не підходять для практичного використання у якості складової частини макрокінетичної математичної моделі біологічної очистки.

Результати розрахунків за формулами (3.47) та (3.50) надано на рис. 3.2, 3.4, 3.6, 3.8, 3.10, 3.12, 3.14, 3.16, а також у табл. 3.3 та 3.4.

З даних табл. 3.3 та 3.4 витікає, що усі розрахункові залежності є статистично значущіми як по відношенню до експериментальних даних, так і за відповідністю результатам чисельного інтегрування. Однак, формула (3.47) дає систематично зростаючу помилку к кінцю процесу, що робить її неприйнятною для практичних розрахунків.

Формула (3.50), надана в більш комфортному вигляді:

$$t = m(\rho_0^n - \rho^n) e^{\frac{\rho(\rho_0^{n+1} - \rho^{n+1})}{(\rho_0^n - \rho^n)}} \quad (3.52)$$

адекватно описує експериментальні дані, але, оскільки вона є результатом наближеного інтегрування, потребує також перевірки на відповідність диференціальному рівнянню (3.5).

Результати такої перевірки, основаної на чисельному диференціюванні виразу (3.52), із наступним розрахунком V_p з рівняння (3.5), надано у табл. 3.5 та 3.6. Статистична відповідність по відношенню до рівняння регресії розраховувалася за п'яти точками - від нуля до максимального значення концентрації в експерименті. Для чисельного диференціювання розрахунок питомої швидкості всередині кроку відбувався методом лінійної інтерполяції.

Таблиця 3.3 – Статистична оцінка відповідності розрахункових значень, отриманих наближеним інтегруванням, по відношенню до експериментальних даних для залежностей вигляду «концентрація – тривалість обробки»

Номер рисунок	ρ – функція t – аргумент	Розрахунковий час досягнення нульової концентрації, t_0	Довірювальний інтервал відхилень наближеного інтегрування від експерименту, $\delta\rho$	Коефіцієнт детермінації, R^2	Відношення розрахункового значення F- критерію до табличного
3.2	ρ – концентрація H_2S в воді, мг/дм ³	4.90	0.87	0.9997	606.7
	t – тривалість обробки, год.				
3.4	ρ – концентрація SO_2 в воді, мг/дм ³	4.45	2.33	0.9984	121.4
	t – тривалість обробки, год.				
3.6	ρ – концентрація NH_3 в воді, мг/дм ³	16.9	0.40	0.9975	79.3
	t – тривалість обробки, год.				
3.8	ρ – концентрація S – вміщуючих субстратів в воді, мг/дм ³	3.35	1.58	0.9996	522.5
	t – тривалість обробки, год.				
3.10	ρ – концентрація CH_4 у повітрі, об. %	73.0	0.18	0.9995	292.6
	t – тривалість обробки, хв.				
3.12	ρ – концентрація формальдегіду в воді, мг/дм ³	∞	33.9	0.9918	18.9
	t – тривалість аеробної обробки, год.				
3.14	ρ – концентрація формальдегіду в воді, мг/дм ³	4.84	23.1	0.9995	200.5
	t – тривалість анаеробної обробки, год.				

Таблиця 3.4 – Статистична оцінка відповідності даних розрахунку за формулою, отриманою наближеним інтегруванням, по відношенню до даних, отриманих чисельним інтегруванням, для залежностей вигляду «концентрація – тривалість обробки»

Номер рисунок	ρ – аргумент t – функція	Довірювальний інтервал відхилень наближеного інтегрування від чисельного, $\delta\rho$	Коефіцієнт детермінації, R^2	Відношення розрахункового значення F- критерію до табличного
3.2	ρ – концентрація H_2S в воді, mg/dm^3	0.88	0.9998	728.4
	t – тривалість обробки, год.			
3.4	ρ – концентрація SO_2 в воді, mg/dm^3	1.75	0.9993	210.7
	t – тривалість обробки, год.			
3.6	ρ – концентрація NH_3 в воді, mg/dm^3	0.57	0.9970	51.6
	t – тривалість обробки, год.			
3.8	ρ – концентрація S – вміщуючих субстратів в воді, mg/dm^3	1.14	0.9999	1220.8
	t – тривалість обробки, год.			
3.10	ρ – концентрація CH_4 у повітрі, об. %	0.27	0.9988	130.9
	t – тривалість обробки, хв.			
3.12	ρ – концентрація формальдегіду в воді, mg/dm^3	37.5	0.9898	15.2
	t – тривалість аеробної обробки, год.			
3.14	ρ – концентрація формальдегіду в воді, mg/dm^3	35.2	0.9978	70.2
	t – тривалість анаеробної обробки, год.			

Таблиця 3.5 – Результати статистичної оцінки відповідності розрахункових значень, отриманих чисельним диференцюванням, по відношенню до експериментальних даних для залежностей вигляду «питома швидкість – концентрація»

Номер рисунок	V – функція ρ – аргумент	Довірвальний інтервал відхилень чисельного диференціювання від експерименту, δV	Коефіцієнт детермінації, R ²	Відношення розрахункового значення F- критерію до табличного
3.1	V – питома швидкість окиснення S-S ²⁻ , мг/Г·год.	2.01	0.9820	8.5
	ρ – концентрація H ₂ S в воді, мг/дм ³			
3.3	V – питома швидкість окиснення S-SO ₃ ²⁻ , мг/Г·год.	2.84	0.9674	4.6
	ρ – концентрація SO ₂ в воді, мг/дм ³			
3.5	V – питома швидкість окиснення N-NH ₄ ⁺ , мг/Г·год.	0.67	0.8781	1.1
	ρ – концентрація NH ₃ в воді, мг/дм ³			
3.7	V – питома швидкість окиснення S-вміщуючих субстратів, мг/Г·год.	3.64	0.9819	8.5
	ρ – концентрація S – вміщуючих субстратів в воді, мг/ дм ³			
3.9	V – питома швидкість окиснення CH ₄ , мл/Г·год.	31.2	0.9470	1.9
	ρ – концентрація CH ₄ у повітрі, об. %			
3.11	V – питома швидкість аеробного окиснення формальдегіду в воді, мг/Г·год.	8.54	0.0244	0,0027
	ρ – концентрація формальдегіду в воді, мг/ дм ³			
3.13	V – питома швидкість анаеробного окиснення формальдегіду в воді, мг/Г·год.	52.4	0.9714	1.8
	ρ – концентрація формальдегіду в воді, мг/ дм ³			

Таблиця 3.6 –Результати статистичної оцінки відповідності розрахункових значень, отриманих чисельним диференцюванням, по відношенню до рівняння регресії для залежності вигляду «питома швидкість - концентрація »

Номер рисунок	V – функція ρ – аргумент	Доверительний інтервал відхилень чисельного диференціювання від рівняння регресії, δV	Коефіцієнт детермінації, R ²	Відношення розрахункового значення F- критерії до табличного
3.1	V – питома швидкість окиснення S-S ²⁻ , мг/г·год.	2.84	0.9822	8.6
	ρ – концентрація H ₂ S в воді, мг/дм ³			
3.3	V – питома швидкість окиснення S-SO ₃ ²⁻ , мг/г·год.	1.70	0.9941	26.5
	ρ – концентрація SO ₂ в воді, мг/дм ³			
3.5	V – питома швидкість окиснення N-NH ₄ ⁺ , мг/г·год.	0.44	0.9664	4.5
	ρ – концентрація NH ₃ в воді, мг/дм ³			
3.7	V – питома швидкість окиснення S-вміщуючих субстратів, мг/г·год.	1.26	0.9991	167.9
	ρ – концентрація S – вміщуючих субстратів в воді, мг/ дм ³			
3.9	V – питома швидкість окиснення CH ₄ , мл/г·год.	14.5	0.9889	13.9
	ρ – концентрація CH ₄ у повітрі, об. %			
3.11	V – питома швидкість аеробного окиснення формальдегіду в воді, мг/г·год.	5.27	0.9483	2.9
	ρ – концентрація формальдегіду в воді, мг/ дм ³			
3.13	V – питома швидкість анаеробного окиснення формальдегіду в воді, мг/г·год.	25.6	0.9691	4.9
	ρ – концентрація формальдегіду в воді, мг/ дм ³			

Аналіз отриманих результатів показує, що значення V_p , що розраховано на основі формули (3.52), із достатньою для інженерних розрахунків точністю відповідають як експериментальним значенням, так і розрахунковим за знайденими рівняннями регресії.

Малі значення коефіцієнта детермінації для даних рис. 3.11 у табл. 3.5 пояснюються малими змінами питомої швидкості окиснення у діапазоні експерименту – три з чотирьох експериментальних значень швидкості рівні. Та ж сама залежність (рис. 3.11) має достатньо хороше співпадіння із рівнянням регресії (табл. 3.6) при розширенні діапазону концентрацій до нульового значення при тій самій кількості точок розрахунку.

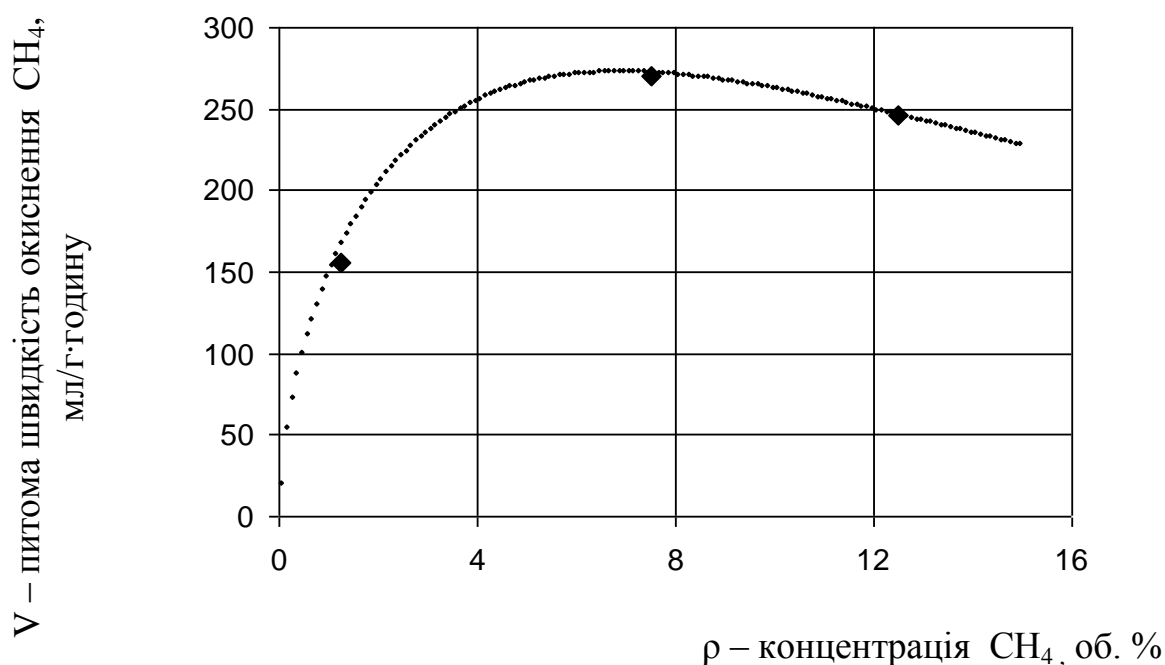


Рисунок 3.19. Оцінка точності обробки вихідних даних при визначенні експериментальних значень V_p :

дрібні точки – обробка даних розрахунку за залежністю t_p із кроком $\Delta\rho = 0,1$;

великі точки – обробка даних розрахунку за залежністю t_p із кроком $\Delta\rho = 5$.

Хороше співпадіння розрахунків за формулою (3.52) із експериментальними даними (табл. 3.3, 3.4) дозволяє безпосередньо, без впливу погрішностей експерименту, оцінити якість обробки та представлення експериментальних значень питомої швидкості, що було запропоновано у розділі 3.2. Для цього провели чисельний експеримент, визначаючи за методикою розділу 3.2. значення питомої швидкості на основі даних розрахунку за формулою (3.52), із кроком, що відрізняється у 50 разів (рис. 3.19). Як витікає з наведених даних, точність розрахунку питомої швидкості окиснення практично не залежить від кроку диференціювання, що підтверджує обґрунтованість методики, що запропонована у розділі 3.2. Аналогічні результати (рис. 3.20) було отримано і для формули (3.47).

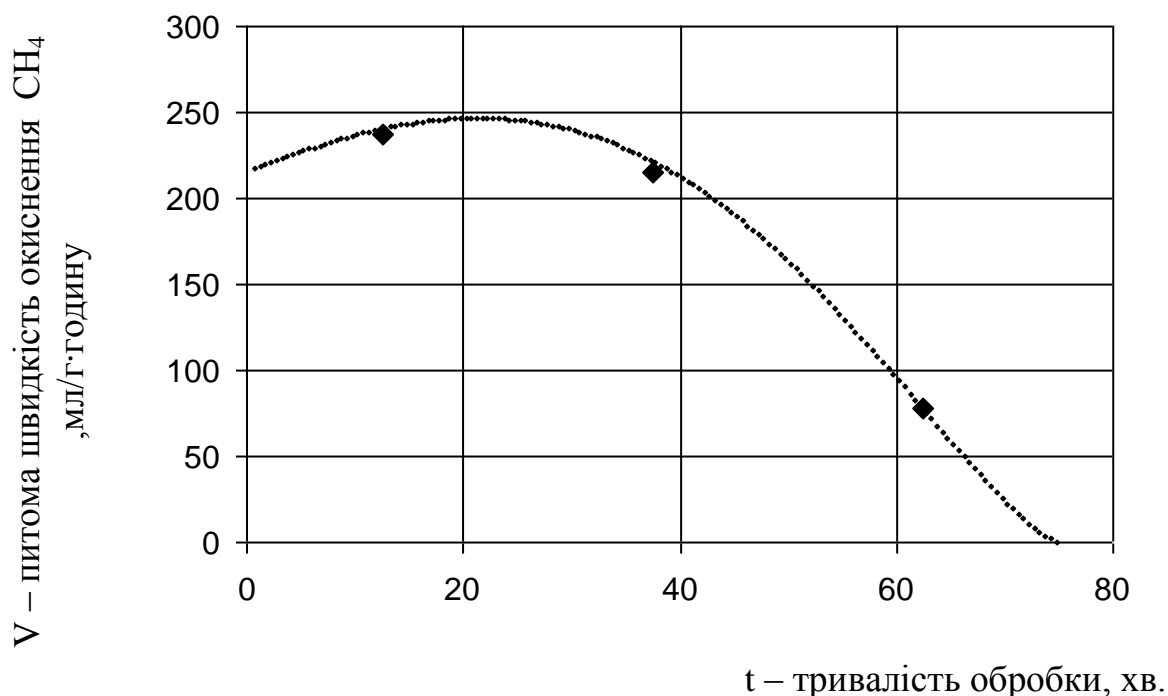


Рисунок 3.20. Оцінка точності обробки вихідних даних при визначенні експериментальних значень V_t :

дрібні точки – обробка даних розрахунку за залежністю ρ_t із кроком $\Delta t = 0,5$;

великі точки – обробка даних розрахунку за залежністю ρ_t із кроком $\Delta t = 25$.

Таким чином, показано, що рівняння регресії вигляду (3.16) та взаємопов'язана із ним формула (3.52), у сукупності є макрокінетичною математичною моделлю процесу біологічної очистки, тому, що адекватно описують експериментальні дані та відповідають основному диференційному співвідношенню (3.5).

РОЗДІЛ 4. Проектування технологічних процесів біохімічної очистки газоподібних викидів

4.1. Поняття нестационарного процесу біохімічної очистки

Наведена у розділі 3 макрокінетична математична модель описує процес біохімічної очистки, що характеризується постійністю забрудненого об'єму повітряного чи водного середовища, а також відсутністю додаткового надходження забруднення. Такий процес без зовнішніх впливів можна назвати стаціонарним процесом біохімічної очистки.

У реальних технологічних процесах принципово можливий зовнішній вплив у вигляді :

1. Збільшення об'єму простору, у якому відбувається біохімічна реакція за рахунок надходження із певною інтенсивністю об'єма газоповітряної суміші або водного розчину.

2. Зменшення об'єму простору, у якому відбувається біохімічна реакція за рахунок видалення із певною інтенсивністю об'єм газоповітряної суміші або водного розчину.

3. Надходження із певною інтенсивністю кількості маси у об'єму простору, у якому відбувається біохімічна реакція.

4. Видалення із певною інтенсивністю маси забруднення з об'єму простору, у якому відбувається біохімічна реакція.

На практиці відбувається комбінація вказаних видів зовнішніх впливів. Процес, у якому є присутнім зовнішній вплив, можна назвати нестационарним процесом біохімічної очистки.

Макрокінетична модель стаціонарного процесу описує процес біохімічної деструкції у чистому вигляді, без зовнішніх впливів та потребує доповнень при розгляді конкретного процесу біохімічної очистки.

Нижче наведено розробку методів розрахунку технологічних процесів біохімічної очистки від газоподібних забруднень.

4.2. Розробка методики розрахунку процесу біохімічної очистки від газоподібного забруднення, що не розчиняється у воді

4.2.1. Загальний підхід та припущення

Під час роботи біореактора та кінцевих розмірах колектору, концентрація шкідливої речовини у останньому не може бути будь-якою, а буде залежити від продуктивності біореактора. У свою чергу, показники роботи біореактора залежатиме від концентрації шкідливої речовини на вході в нього, тобто у колекторі.

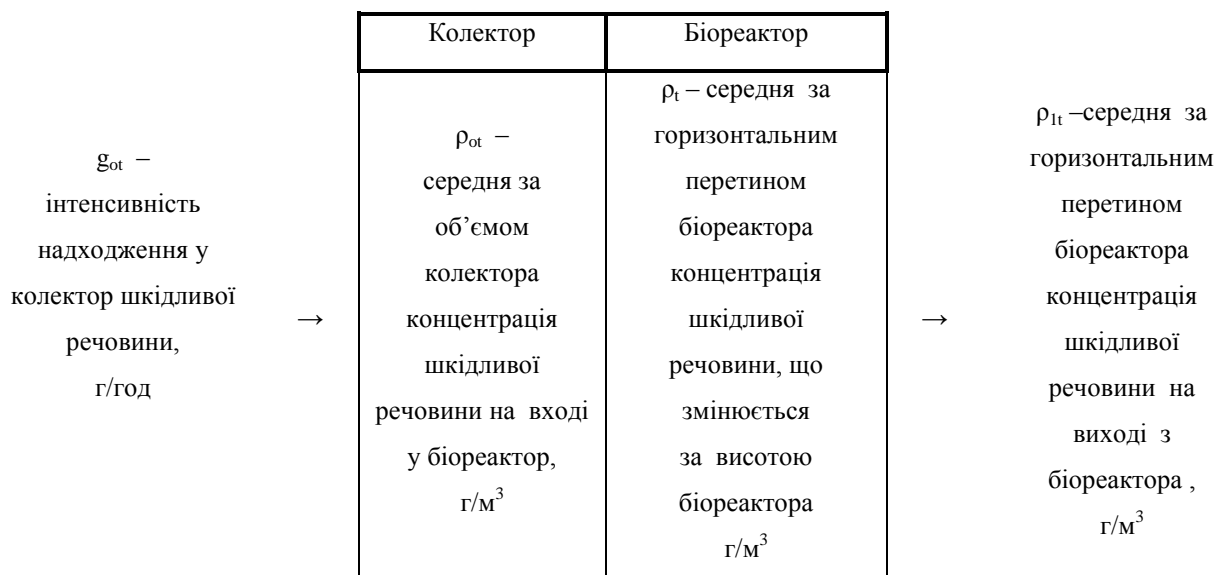


Рисунок 4.1. Основні параметри системи «колектор – біореактор», як об'єкту проектування та керування при видаленні шкідливої речовини, що не розчиняється у воді.

Вхідним параметром є інтенсивність надходження шкідливої речовини у колектор $g_{от}$, у загальному випадку, що змінюється у часі. Для колектору у

якості основного параметру прийнята середня за об'ємом концентрація забруднення $\rho_{от}$, що також змінюється у часі. У біореакторі будемо розглядати середню за горизонтальним січенням (біореактор розташовано вертикально) концентрацію шкідливої речовини ρ . У кожному мить часу ця концентрація може мати різний розподіл за висотою біореактора. Основним вихідним параметром системи «колектор – біореактор» є середня за горизонтальним січенням концентрація газоподібного забруднення на виході з біореактора.

Біореактор із шаром, що омивається, в якому відбувається очистка від газоподібних сполук, що не розчиняються у воді, може бути названо проточним. Видалення шкідливої речовини у такому біореакторі відбувається з контактуючого із шаром газоповітряного середовища, що омивається, яке пересувається у напрямі, що співпадає із напрямом подання газу, який очищують. Поєднанні шари газу безкінечно малої товщини d_s , переміщуючись за висотою, проходять процес біодеструкції забруднення від входу у біореактор до виходу з нього.

Умовний елементарний шар газу у горизонтальній площині не є суцільним. Частина площі горизонтального січення біореактора займає окремі ділянки, що включають лавсанові ниті, біомасу та воду, що затрималася на завантаженні. Дифундування забруднення крізь плівку води до біомаси відбувається у горизонтальному напрямі крізь межу висотою d_u .

У кожного елементарного шару газу, що пересувається, може бути своя початкова концентрація забруднення, яка дорівнює концентрації цього забруднення у колекторі.

Таким чином, процес у проточному біореакторі фактично є нестационарним, тому що включає комбінацію з перших трьох вказаних вище видів зовнішнього впливу. Однак, специфіка полягає в тому, що вплив першого та другого видів навзаєм врівноважується через постійність об'єму біореактора. Крім того, вплив третього виду реалізується тільки на початку процесу, що практично потребує тільки врахування зміни початкової концентрації, тобто, концентрації забруднення у колекторі.

4.2.2. Розрахунок та аналіз процесів у колекторі

Для визначення закономірностей процесів, що відбуваються у колекторі, як частини системи «колектор – біореактор», треба розглянути баланс мас забруднення:

$$G_{0t} = G_0 + \delta G_{0t} - \delta G_t \quad (4.1)$$

де: G_{0t} – маса забруднення у колекторі на мить часу t , г;

G_0 – маса забруднення у колекторі на мить часу $t = 0$, г;

δG_{0t} – зміна маси забруднення у колекторі на мить часу t за рахунок його надходження, г;

δG_t – зміна маси забруднення у колекторі на мить часу t за рахунок його передачі у біореактор, г.

Очевидно, що :

$$\rho_{0t} = \frac{G_{0t}}{K} \quad (4.2)$$

$$\rho_0 = \frac{G_0}{K} \quad (4.3)$$

де: ρ_{0t} – концентрація шкідливої речовини у колекторі, що змінюється у часі, $г/м^3$;

ρ_0 – початкова концентрація шкідливої речовини у колекторі, $г/м^3$;

K – об'єм колектора, $м^3$.

Тоді в інтегральній формі баланс мас (4.1) можна записати:

$$\rho_{0t} = \rho_0 + \frac{1}{K} \int_0^t g_{0t} dt - \frac{N}{K} \int_0^t \rho_{0t} dt \quad (4.4)$$

де: g_{0t} – інтенсивність надходження шкідливої речовини у колектор, що змінюється у часі, г/год;

N – продуктивність біореактора за об'ємом газоповітряної суміші, м³/год.

Продиференціював (4.4) за часом, отримуємо диференційне рівняння:

$$\frac{d\rho_{0t}}{dt} = \frac{g_{0t}}{K} - \frac{N}{K} \rho_{0t} \quad (4.5)$$

Вважаючи інтенсивність надходження забруднення на деякому часовому інтервалі постійною величиною:

$$g_{0t} = g_0 \quad (4.6)$$

та для початкових умов:

$$t = 0 \rightarrow \rho_{0t} = \rho_0 \quad (4.7)$$

отримуємо рішення рівняння (4.5):

$$\rho_{0t} = \frac{g_0}{N} + \left(\rho_0 - \frac{g_0}{N} \right) e^{-\frac{N}{K} t} \quad (4.8)$$

Вираз (4.8) при підстановці перетворює у тотожство не тільки диференційне рівняння (4.5), але і вихідне інтегральне рівняння (4.4).

Дробова частина показника ступеня в залежності (4.8) є часом, необхідним для переробки всього об'єму колектора при заданій продуктивності біореактора:

$$T_n = \frac{K}{N} \quad (4.9)$$

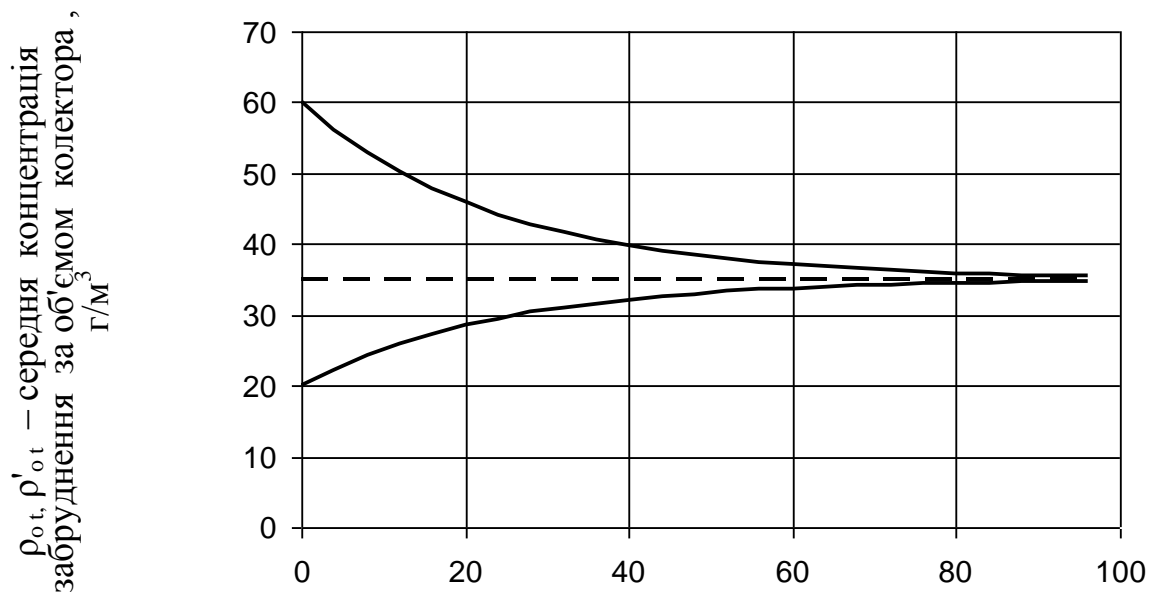
Крім того, структура формули (4.8) дозволяє ввести поняття асимптотичної концентрації:

$$\rho_{0a} = \frac{g_0}{N}$$

Під асимптотичною концентрацією розумітимемо граничне значення, до якого з часом прагне концентрація забруднення в колекторі при постійній інтенсивності надходження шкідливої речовини в колектор g_0 і постійної продуктивності біореактора N .

Тоді остаточно залежність середньої концентрації забруднення в колекторі від часу запишеться як:

$$\rho_{0t} = \rho_{0a} + (\rho_0 - \rho_{0a}) e^{-\frac{t}{T_n}} \quad (4.11)$$



t – час, годин

Рисунок 4.2. Залежність середньої концентрації шкідливої речовини в колекторі від часу при постійній інтенсивності виділення забруднення:

верхня крива – ρ'_{0t} , початкова концентрація $\rho'_0 = 60 \text{ г/м}^3$;

нижня крива – ρ_{0t} початкова концентрація $\rho_0 = 20 \text{ г/м}^3$;

пунктирна лінія – асимптотична концентрація $\rho_{0a} = 35 \text{ г/м}^3$;

час переробки об'єму колектора $T_n = 24 \text{ ч}$.

Результати розрахунків за формулою (4.11), представлені на рис. 4.2, свідчать про те, що концентрація шкідливої речовини в колекторі може наближатися до асимптотичного значення зменшуючись – при $\rho_0 > \rho'_{0a}$ і збільшуючись – при $\rho_0 < \rho_{0a}$ (штрихом зараз і надалі позначені ділянки зменшення концентрації). Концентрація не залежить від часу при $\rho_0 = \rho_{0a}$.

З наведеного аналізу виходить, що при зміні інтенсивності надходження забруднення виникатимуть періоди збільшення і зменшення концентрації, як показано на рис. 4.3. При цьому кінцеве значення концентрації на ділянці її зменшення дорівнюватиме її початковому значенню для ділянки збільшення концентрації і навпаки. У разі циклічної зміни інтенсивності надходження забруднення (наприклад, добового) можуть сформуватися циклічні коливання концентрації.

Математично для кожного i -го циклу максимальні і мінімальні значення концентрації визначаються двома рекурентними співвідношеннями:

$$\rho_{0i} = \rho_{0a} + (\rho'_{0(i-1)} - \rho_{0a}) e^{-\frac{T}{T_n}} \quad (4.12)$$

$$\rho'_{0i} = \rho'_{0a} + (\rho_{0i} - \rho'_{0a}) e^{-\frac{T'}{T_n}} \quad (4.13)$$

або

$$\rho'_{0i} = \rho'_{0a} + (\rho_{0(i-1)} - \rho'_{0a}) e^{-\frac{T'}{T_n}} \quad (4.14)$$

$$\rho_{0i} = \rho_{0a} + (\rho'_{0i} - \rho_{0a}) e^{-\frac{T}{T_n}} \quad (4.15)$$

де: T' и T – тривалості частин циклу із зменшенням і збільшенням концентрації відповідно, годин.

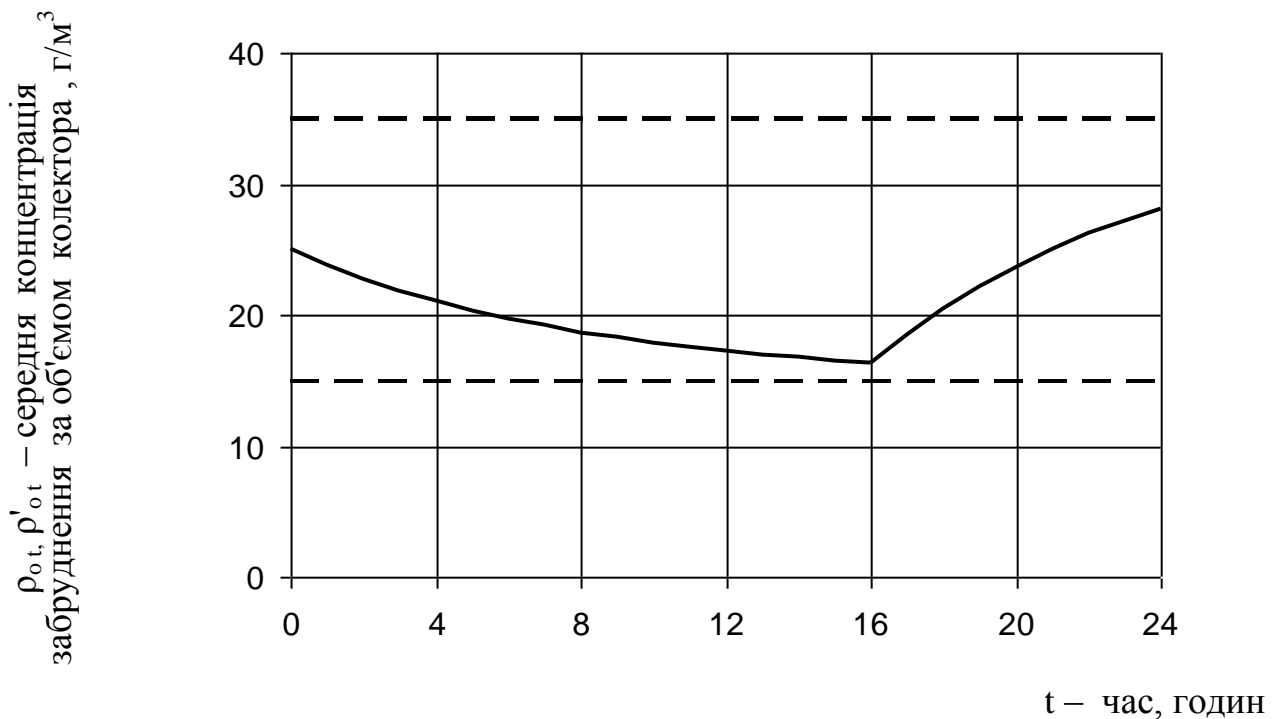


Рисунок 4.3. Формування циклу зміни середньої концентрації шкідливої речовини в колекторі при різкому збільшенні інтенсивності виділення забруднення:

крива – зміна концентрації забруднення в колекторі (ділянка зменшення концентрації – ρ'_{0t} , ділянка збільшення концентрації – ρ_{0t});
 верхня пунктирна лінія – асимптотична концентрація $\rho_{0a} = 35 \text{ г/м}^3$;
 нижня пунктирна лінія – асимптотична концентрація $\rho'_{0a} = 15 \text{ г/м}^3$;
 час переробки об'єму колектора $T_{\pi} = 8$ годин

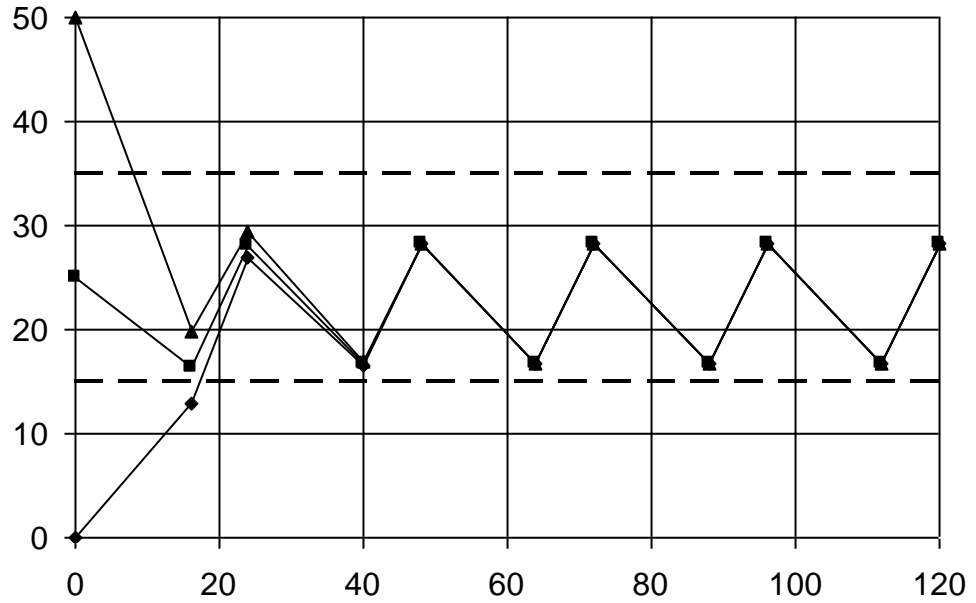
Вирази (4.12) – (4.13) описують цикл із збільшенням концентрації на його початку і зменшенням потім, а вирази (4.14) – (4.15) – навпаки.

Поведінка одержаної моделі показана на рис. 4.4. Очевидно, що незалежно від початкових концентрацій, процес приходить до деяких стійких максимальних ρ_{0y} і мінімальним ρ'_{0y} значенням концентрацій забруднення в колекторі, тобто виникає стійкий цикл. Для такого циклу характерний рівність екстремальних значень концентрацій попереднього і подальшого циклів:

$$\rho_{0(i-1)} = \rho_{0i} = \rho_{0y} \quad (4.16)$$

$$\rho'_{0(i-1)} = \rho'_{0i} = \rho'_{0y} \quad (4.17)$$

ρ_{oi}, ρ'_{oi} – максимальна і мінімальна в і-тому циклі середні концентрації забруднення за об'ємом колектора, г/м³



t – час, годин

Рисунок 4.4. Залежність максимальної і мінімальній в і-тому циклі середньої концентрації шкідливої речовини в колекторі від часу (кількості циклів):

трикутники – початкова концентрація $\rho_o = 50 \text{ г/м}^3$;

квадрати – початкова концентрація $\rho_o = 25 \text{ г/м}^3$;

ромби – початкова концентрація $\rho_o = 0$;

верхня пунктирна лінія – асимптотична концентрація $\rho_{oa} = 35 \text{ г/м}^3$;

нижня пунктирна лінія – асимптотична концентрація $\rho_{oa} = 15 \text{ г/м}^3$;

час переробки об'єму колектора $T_{\pi} = 8$ годин.

Підставивши (4.12) – (4.13) в (4.16) и (4.14) – (4.15) в (4.17) з урахуванням того, що тривалість циклу дорівнює:

$$T_{\pi} = T + T' \quad (4.18)$$

одержуємо розрахункові формули для визначення екстремальних значень концентрації забруднення в колекторі при циклічній зміні інтенсивності надходження шкідливої речовини:

$$\rho_{0y} = \rho'_{0a} + (\rho_{0a} - \rho'_{0a}) \frac{1 - e^{-\frac{T}{T_n}}}{1 - e^{-\frac{T_u}{T_n}}} \quad (4.19)$$

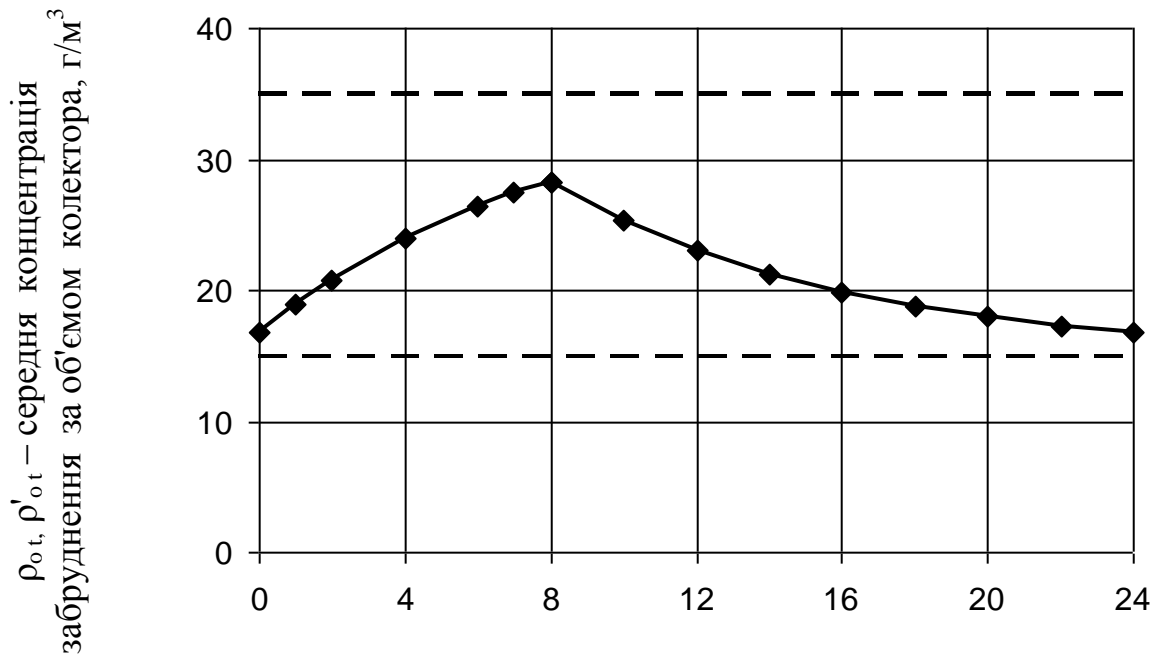
$$\rho'_{0y} = \rho_{0a} + (\rho'_{0a} - \rho_{0a}) \frac{1 - e^{-\frac{T'}{T_n}}}{1 - e^{-\frac{T_u}{T_n}}} \quad (4.20)$$

На рис. 4.5 наведений приклад стійкого циклу коливань концентрації, розрахований за формулою (4.11) з початковими концентраціями, визначеними за співвідношеннями (4.19) – (4.20).

В цілому одержані вище залежності дозволяють розраховувати процеси в колекторі у взаємозв'язку з біореактором при різних закономірностях надходження забруднення в повітряне середовище.

Простим варіантом є постійність інтенсивності надходження шкідливої речовини і продуктивності біореактора. В цьому випадку розрахункову концентрацію можна вважати рівною асимптотичною, визначеною за формулою (4.10).

Складнішим є варіант з циклічною зміною інтенсивності надходження забруднення і постійною продуктивністю біореактора. Розрахунковими залежностями для цього випадку є формули (4.11) і (4.19) – (4.20). При цьому для прикладного опису коливального процесу цілком достатньо визначення екстремальних значень за співвідношеннями (4.19) – (4.20).



t – час, годин

Рисунок. 4.5. Стійкий цикл зміни середньої концентрації шкідливої речовини в колекторі при різкому збільшенні інтенсивності виділення забруднення:

крива – зміна концентрації забруднення в колекторі (ділянка збільшення концентрації – ρ_{ot} , ділянка зменшення концентрації – ρ'_{ot})

верхня пунктирна лінія – асимптотична концентрація $\rho_{oa} = 35 \text{ г/м}^3$;

нижня пунктирна лінія – асимптотична концентрація $\rho'_{oa} = 15 \text{ г/м}^3$;

час переробки об'єму колектора $T_{\Pi} = 8$ годин.

Найбільш складним є варіант з довільною зміною інтенсивності надходження шкідливої речовини в повітряне середовище колектора. Формула (4.11) у принципі дозволяє проводити розрахунки і в цьому випадку, розбиваючи часовий інтервал на скільки завгодно малі відрізки з постійною інтенсивністю надходження забруднення. Проте використання найбільш складного варіанту при інженерних розрахунках на тлі прийнятого допущення про усереднювання концентрації за об'ємом колектора не може бути визнано ефективним і доцільним.

Оцінити значущість обліку циклічної зміни інтенсивності надходження шкідливої речовини можна тільки на основі порівняльних розрахунків для конкретних умов проектування процесу біохімічного очищення.

4.2.3 Розрахунок і аналіз процесів в біореакторі

Процеси в біореакторі включають переміщення газоповітряної суміші за об'ємом, частково заповненому завантаженням, зрошуваною водою, і власне процес біохімічної деструкції забруднення.

Час t плоско-паралельного рівномірного переміщення горизонтального шару газоповітряної суміші нескінченно малої товщини в просторі біореактора функціонально взаємозв'язаний з його вертикальною координатою у наступних співвідношеннях:

$$t = h t_n \quad (4.21)$$

$$h = \frac{y}{H} \quad (4.22)$$

$$t_n = \frac{R_r}{N} \quad (4.23)$$

де: h – відносна висота біореактора (змінна величина);
 H – висота біореактора (розмір), м;
 t_n – тривалість процесу (час перебування газоповітряної суміші в біореакторі), год.;
 R_r – об'єм простору біореактора, який займає газоповітряна суміш, м³.

Повний об'єм простору біореактора дорівнює:

$$R = R_r + R_s + R_b \quad (4.24)$$

де: R_3 – об'єм простору біореактора, займаного завантаженням з лавсанових ниток, м^3 ;

R_b – об'єм простору біореактора, займаного водою, яка утримується на нитках завантаження м^3 .

У співвідношенні (4.24), об'ємом, який займає біомаса нехтували.

Задамося коефіцієнтом, що відображає співвідношення загальної кількості біомаси і маси завантаження з лавсанових ниток, як:

$$K_m = \frac{m_b}{m_3} \quad (4.25)$$

де: m_b – кількість біомаси, г;

m_3 – маса завантаження з лавсанових ниток, г.

Тоді, якщо приймемо:

$$R_3 = K_3 R \quad (4.26)$$

то коефіцієнт, що відображає співвідношення об'єму завантаження з лавсанових ниток і загального об'єму біореактора, дорівнює:

$$K_3 = \frac{\mu_0}{K_m d_3} \quad (4.27)$$

де: μ_0 – початкова концентрація біомаси, $\text{г}/\text{м}^3$;

d_3 – щільність матеріалу ниток завантаження, $\text{г}/\text{м}^3$.

Густина лавсану в розрахунках прийнята рівною $1400000 \text{ г}/\text{м}^3$.

Представимо об'єм, постійно займаний водою, що утримується на завантаженні, у вигляді:

$$R_b = K_b R_3 \quad (4.28)$$

де: K_b – коефіцієнт, що відображає співвідношення об'ємів, які займає вода і завантаження.

Закономірності зміни коефіцієнта K_b , що визначаються такими фізичними явищами, як поверхневе натягнення і адгезія, за своєю складністю

повинні бути предметом окремого дослідження. У цій роботі пропонується кількісно оцінювати його вплив за допомогою іншого параметра – співвідношення середньої товщини шару води, що покриває нитки завантаження, до діаметру цих ниток. Тоді:

$$K_b = 4 K_r (1 + K_r) \quad (4.29)$$

де: K_r – коефіцієнт, що відображає співвідношення середньої товщини шару води, що утримується на нитках завантаження, до діаметру цих ниток.

Остаточно для розрахунку повного об'єму біореактора одержимо формулу:

$$R = \frac{R_r}{1 - K_3 - K_3 K_b} \quad (4.30)$$

Об'єм кожного елементарного шару газу, в процесі його підйому від входу в біореактор до виходу з нього, залишається незмінним. Додаткове надходження забруднення у вказаний шар відсутнє. Разом з тим, в загальному випадку, кожному шару може відповідати своя початкова концентрація шкідливої речовини. Викладене дозволяє використовувати для опису процесу біохімічного очищення, розроблену в розділі 3 стаціонарну модель, але з тією, що змінюється в часі і індивідуальною для кожного шару газу початковою концентрацією:

$$t = m (\rho_{0t}^n - \rho_t^n) e^{\frac{p(\rho_{0t}^{n+1} - \rho_t^{n+1})}{(\rho_{0t}^n - \rho_t^n)}} \quad (4.31)$$

$$m = \frac{1}{\mu_0 a (1-b)} ; \quad n = 1-b ; \quad p = c \frac{1-b}{2-b} \quad (4.32)$$

де: t – час протікання процесу біоочищення, відлічуваний від моменту входу шару газу в біореактор до виходу з нього або до досягнення нульової концентрації забруднення (індивідуальний час кожного шару газу), годин;

ρ_0 – початкова концентрація забруднення для певного шару газоповітряної суміші на момент входу його в біореактор, рівна середній концентрації шкідливої речовини в колекторі на цей момент поточного часу, г/м^3 ;

ρ_i – концентрація забруднення для шару газу з координатою h , відповідної тривалості перебування t цього шару в біореакторі, г/м^3 ;

a, b, c – емпіричні коефіцієнти.

Зміна, в порівнянні з експериментом, розмірів концентрацій забруднень і біомаси вимагає перерахунку емпіричних коефіцієнтів, одержаних статистичною обробкою експериментальних даних:

$$a = 10^{2(b-3)} d_r^{1-b} a^* \quad (4.33)$$

$$c = 10^2 d_r^{-1} c^* \quad (4.34)$$

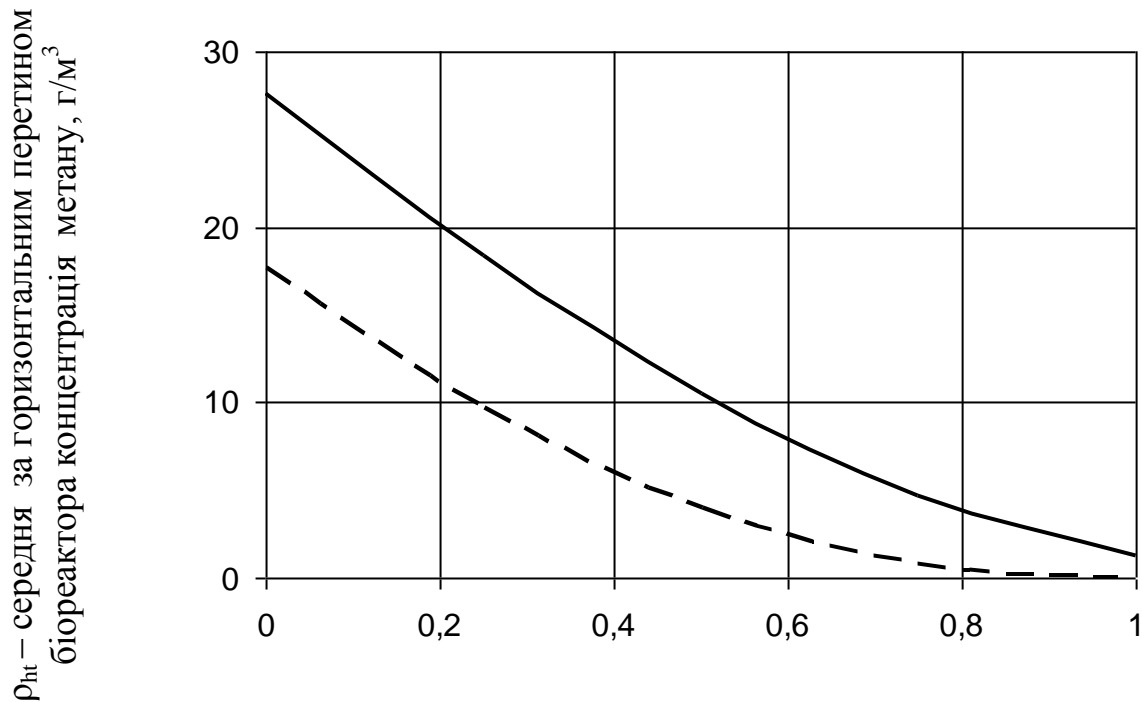
де: a^*, c^* – емпіричні коефіцієнти, одержані статистичною обробкою експериментальних даних;

d_r – щільність газоподібної шкідливої речовини, г/м^3 .

Коефіцієнт b залишається незмінним. Прийнявши для метану $d_r = 715 \text{ г/м}^3$, набули наступні значення: $a = 0.03543$; $b = 0.5485$; $c = 0.009661$. Цього ж значення можна набути безпосередньо статистичною обробкою експериментальних даних, представлених в нових розмірностях.

На рис 4.6 показані результати розрахунку миттєвого розподілу середньої по горизонтальному перетину концентрації метану по висоті біореактора. Наведені дані свідчать про те, що зміна концентрації забруднення у міру проходження газоповітряної суміші по біореактору подібно до зменшення концентрації шкідливої речовини по товщині звичайного фільтру. При цьому можливо досягнення нульової концентрації,

тобто повного очищення до виходу газоповітряної суміші з біореактора – пунктирна лінія на рис. 4.6.



h – відносна висота біореактора

Рисунок 4.6. Миттєвий розподіл середньої по горизонтальному перетину концентрації метану по висоті біореактора:

суцільна лінія – момент часу $t=8.4$ год. на рис. 4.5;

пунктирна лінія – момент часу $t=0.4$ год. на рис. 4.5;

початкова концентрація біомаси $\mu_0=600$ г/м³.

Очевидно, що концентрація забруднення на виході з біореактора дорівнює:

$$\rho_{it} = \rho_t \quad (4.35)$$

при $t = t_n$. Вона змінюватиметься в залежності від початкових умов при заданих розмірах і продуктивності біореактора.

При стійких циклічних змінах концентрації на вході в біореактор виникне стійкий цикл зміни концентрації забруднення на виході з нього. Приклад розрахунку такого циклу за даними рис. 4.5 представлений на рис. 4.7. Якісно результати розрахунку свідчать про трансформацію досить

плавних коливань концентрації метану на вході в біореактор (рис. 4.5) в різкіші зміни його концентрації в кінці процесу біоочищення. Кількісно цикл коливань редукується до значно менших, аж до нульових на початку і кінці процесу, значень концентрацій забруднення.

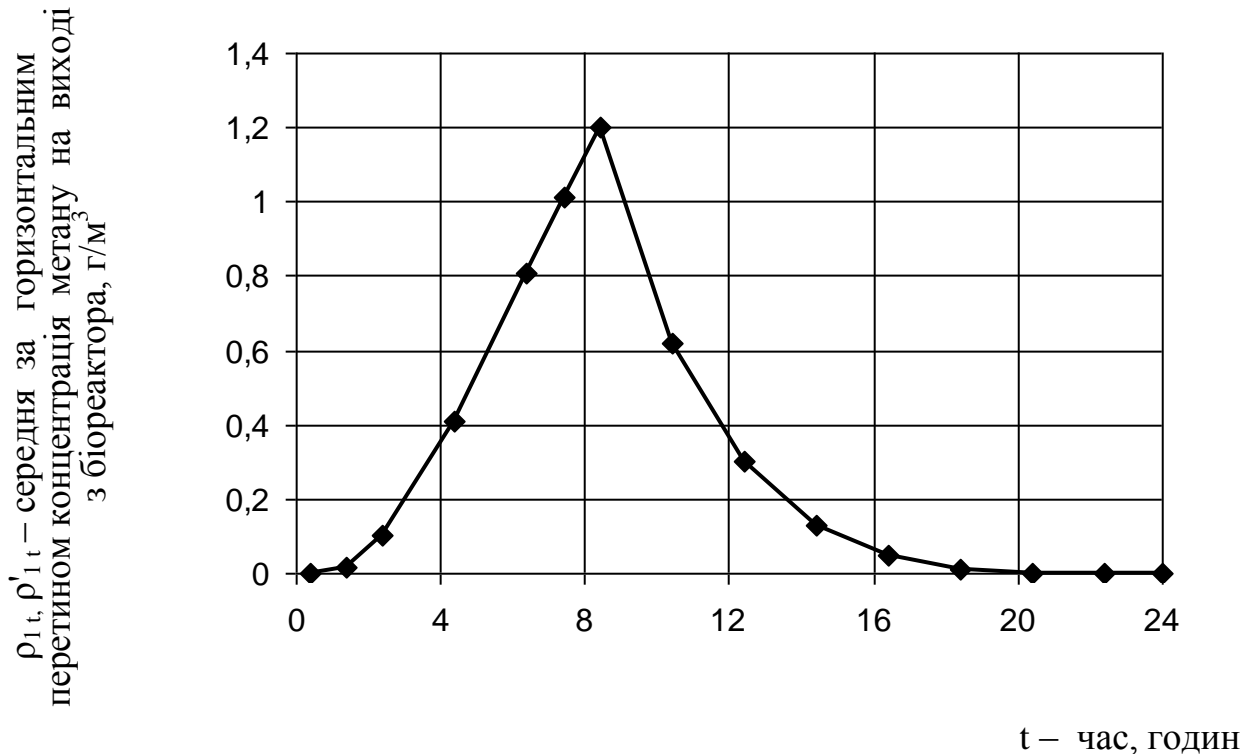


Рисунок 4.7. Стійкий цикл зміни середньої по горизонтальному перетину концентрації метану на виході з біореактора при різкому збільшенні інтенсивності виділення забруднення:

ділянка збільшення концентрації – ρ_{1t} ;

ділянка зменшення концентрації – ρ'_{1t} ;

початкова концентрація біомаси – $\mu=600$ г/м³;

тривалість процесу – $t_{\pi}=0.4$ годин;

крапки відповідають крапкам на рис. 4.5.

Для прикладного опису коливального циклу концентрації забруднення на виході з біореактора цілком досить визначення максимального ρ_1 і мінімального ρ'_1 значень. Ці величини знаходяться із співвідношення (4.31) при $t = t_{\pi}$ для початкових концентрацій рівних відповідно ρ_{0y} та ρ'_{0y} ,

розрахованих за вогулами (4.19) – (4.20). При допущенні про постійну інтенсивність надходження забруднення (відсутності коливань), концентрація шкідливої речовини після завершення процесу біоочищення ρ_1 , визначається із співвідношення (4.31) при $t = t_n$ для початкової концентрації рівної асимптотичній ρ_{0a} , розрахованої за формулою (4.10).

4.2.4 Характеристика системи «колектор – біореактор», як об'єкту проектування і управління

Параметри, що характеризують процес біохімічного очищення, як об'єкт проектування можна розділити на ті, що задаються і розрахункові.

У реалізованому підході проектними параметрами, що задаються, є: інтенсивність надходження маси забруднення в колектор g_0 ; концентрація забруднення на виході з біореактора ρ_1 ; продуктивність біореактора за об'ємом газоповітряної суміші N ; початкова концентрація біомаси μ_0 ; співвідношення біомаси і маси завантаження з лавсанових ниток K_m ; відношення середньої товщини шару води, що утримується на нитках завантаження, до діаметру ниток K_r .

Чисельні значення, вказаного вище набору параметрів, по суті є проектним рішенням, що вимагає оцінки його ефективності. Оцінка ефективності проектного рішення проводиться на основі аналізу і зіставлення розрахункових проектних параметрів.

Розрахункові проектні параметри можуть відноситися як до установки, так і власне до процесу біохімічного очищення. Розглянемо випадок постійної інтенсивності надходження забруднення в колектор g_0 . Тоді концентрація забруднення в колекторі, тобто на вході в біореактор ρ_0 , як характеристика початку процесу біоокиснення, розраховується за формулою:

$$\rho_0 = \frac{g_0}{N} \quad (4.36)$$

До розрахункових параметрів початку процесу відноситься також інтенсивність надходження об'єму забруднення в колектор:

$$Q = \frac{g_0}{d_r} \quad (4.37)$$

Задане значення концентрації на виході її з біореактора дозволяє визначити інтенсивність виділення шкідливої речовини в кінці процесу біоокиснення:

$$g_1 = \rho_1 N, \quad (4.38)$$

важлива також при оцінці ефективності роботи установки в цілому.

Абсолютна і відносна ефективність біочищення в установці оцінюється відповідно інтенсивністю видалення забруднення з газоповітряної суміші:

$$\delta g = (\rho_0 - \rho_1) N$$

і ступенем очищення:

$$\eta = \frac{(\rho_0 - \rho_1) 100}{\rho_0} \quad (4.40)$$

Як розрахункові проектні параметри оцінки інтенсивності біоокиснення в установці прийнята середня питома (на одиницю об'єму біореактора) біоокислювальна потужність:

$$V = \frac{(\rho_0 - \rho_1) N}{\mu_0 R} \quad (4.41)$$

і середня питома швидкість біоокиснення:

$$W = \frac{(\rho_0 - \rho_1) N}{R} \quad (4.42)$$

Для біореактора у формі циліндра, знаючи об'єм і задавшись діаметром, можна за елементарною формулою розрахувати і його висоту.

Систематизовано для практичного використання розроблена методика розрахунку процесу біохімічного очищення газоподібного забруднення, що нерозчиняється у воді.

Проаналізуємо основні особливості і властивості процесу біоокиснення, як об'єкту проектування і управління. Для цього, визначивши деякі базові значення параметрів, що задаються, будемо по черзі їх змінювати, відстежуючи спостережувані ефекти.

У табл. 4.1 представлені результати розрахунку стосовно метану для наступних базових значень: $g_0 = 100$ г/ч; $R_r = 3$ м³; $N = 50$ м³/ч; $\mu_0 = 750$ г/м³; $K_m = 0,06$; $K_r = 0,1$. Величина K_m задана рівною реалізованою в експерименті, а K_r – як можливе реальне значення.

З приведених даних (табл. 4.1) виходить, що при вказаних значеннях K_m і K_r загальний об'єм біореактора R збільшується менш ніж на два відсотки. Останнє свідчить про невелику щільність завантаження і, отже, про малі втрати тиску газоповітряної суміші, що нагнітається.

Збільшення інтенсивності надходження метану в колектор (варіанти 1 і 2 в табл. 4.1) призводить одночасно до збільшення його концентрації як на вході в біореактор ρ_0 , так і на виході з нього ρ_1 .

При цьому відбувається зменшення ступеня очищення η і збільшення середньої питомої біоокислювальної потужності W .

Збільшення продуктивності установки за об'ємом газоповітряної суміші N (варіанти 3 і 4 в табл. 4.1) викликає зменшення концентрації метану на вході в біореактор ρ_0 і збільшення на виході з нього ρ_1 . Остання обставина пов'язана із зменшенням тривалості процесу біоочищення t_n . В цьому випадку зменшується як ступінь очищення η , так і середня питома біоокислювальна потужність W .

Збільшення початкової концентрації біомаси μ_0 (варіанти 5 і 6 в табл. 4.1) не впливає на концентрацію метану в колекторі ρ_0 , але різко зменшує його концентрацію на виході з біореактора ρ_1 . Як наслідок, має місце збільшення і ступені очищення і середньої питомої біоокислювальної потужності W .

Таблиця 4.1 – Варіанти реалізації процесу біоокиснення метану при постійній інтенсивності його надходження в колектор

Проектні параметри установки											
Варіант	Розміри біореактора			Завантаження		Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення		
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R _з – об'єм, м ³	m _з – маса, г	m _б – кількість біомаси, г	δg – інтенсивність видалення метану, г/годину	η – ступінь очищення, %	N – потужність за об'ємом газоповітряної суміші, м ³ /годину	W – середня питома потужність біоокиснення, г/м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г _б годину
1	1	3,869	3,039	0,02713	37500	2250	46,95	93,89	50	15,45	0,02086
2	1	3,87	3,039	0,02714	37502	2250,1	129,5	64,76	50	42,61	0,05756
3	1	3,87	3,039	0,02714	37502	2250,1	95,69	95,69	25	31,48	0,04252
4	1	3,87	3,039	0,02714	37504	2250,3	62,49	62,49	100	20,56	0,02777
5	1	3,853	3,026	0,01801	25002	1500,1	61,03	61,03	50	20,17	0,04068
6	1	3,887	3,053	0,03634	50004	3000,2	92,85	92,85	50	30,42	0,03095
Проектні параметри процесу біоочистки											
Варіант	Q – інтенсивність надходження об'єму метану в колектор, м ³ /годину	g _о – інтенсивність надходження маси метану в колектор, г/годину	ρ _о – концентрація метану на вході у біореактор		ρ ₁ – концентрація метану на виході з біореактора		g ₁ – інтенсивність виділення метану на виході з біореактора, г/годину	t _п – тривалість процесу біоочищення, годин	μ _о – початкова концентрація біомаси, г/м ³		
			г/м ³	%	г/м ³	%					
1	0,07	50	1	0,1399	0,0611	0,0085	3,055	0,06	750		
2	0,2798	200	4	0,5597	1,4097	0,1972	70,49	0,06	750		
3	0,1399	100	4	0,5597	0,1726	0,0241	4,315	0,12	750		
4	0,1399	100	1	0,1399	0,3751	0,0525	37,51	0,03	750		
5	0,1399	100	2	0,2798	0,7795	0,1091	38,98	0,06	500		
6	0,1399	100	2	0,2798	0,143	0,02	7,15	0,06	1000		

Очевидно, що збільшення об'єму простору біореактора, займаного газоповітряною сумішшю R_r , призведе, за інших рівних умов, до збільшення тривалості процесу біоочищення t_n , зменшенню концентрації метану на виході ρ_1 і збільшенню ступеня очищення η .

В цілому, дані табл. 4.1 свідчать про можливість управління характеристиками біореактора як на етапі проектування, так і в процесі експлуатації.

На етапі проектування можливість впливу полягає у виборі об'єму біореактора. Проте слід зазначити відому обмеженість такого впливу за економічними та конструктивними міркуваннями. Переважним є біореактор менших розмірів.

При технічному обслуговуванні принципово можливо внесення коректив в характеристики біореактора шляхом зміни початкової концентрації біомаси.

Можливість оперативного управління біореактором в процесі експлуатації полягає в зміні продуктивності вентилятора, що подає газоповітряну суміш.

У разі циклічної зміни інтенсивності надходження забруднення в колектор задаються її менші і більші значення – g'_0 та g_0 . Крім того, з'являються додаткові параметри, що задаються: об'єм колектора K ; тривалості періодів меншої і більшої інтенсивностей надходження забруднення – T' і T .

Стійкі концентрації шкідливої речовини в колекторі для відповідних періодів ρ'_{0y} та ρ_{0y} визначаються за методикою, викладеною в розділі 4.1.2.

Проектні параметри установки зручніше розраховувати за середніми в циклі інтенсивностями надходження забруднення в колектор g_{0c} і його виділення g_{1c} в кінці процесу біоочищення:

$$\eta = \frac{g_{0c} - g_{1c}}{g_{0c}} \quad (4.43)$$

$$W = \frac{g_{0c} - g_{1c}}{R} \quad (4.44)$$

$$V = \frac{g_{0c} - g_{1c}}{\mu_0 R} \quad (4.45)$$

При цьому:

$$g_{0c} = \frac{g'_0 T' + g_0 T}{T' + T} \quad (4.46)$$

Чисельник у формулах (4.43) – (4.45) є середньою в циклі інтенсивністю видалення шкідливої речовини δg_c .

Максимальна і мінімальна в циклі інтенсивність виділення забруднення на виході з біореактора дорівнюють:

$$g'_1 = \rho'_1 N \quad (4.47)$$

$$g_1 = \rho_1 N \quad (4.48)$$

Максимальна і мінімальна в циклі концентрація забруднення в кінці процесу біоочищення ρ_1 та ρ'_1 визначаються із співвідношення (4.31) для початкових значень, прирівняних ρ_{0y} та ρ'_{0y} .

Приймаючи лінійну зміну концентрацій шкідливої речовини ρ'_{1t} та ρ_{1t} у часі, одержимо в загальному виді формули для оцінки середніх інтенсивностей:

$$g'_c = \frac{(g'_1 + g_1)(T' - \delta T')}{2T'} \quad (4.49)$$

$$g_c = \frac{(g'_1 + g_1)(T - \delta T)}{2T} \quad (4.50)$$

$$g_{1c} = \frac{(g'_1 + g_1)(T - \delta T + T' - \delta T')}{2(T' + T)} \quad (4.51)$$

де: g'_c та g_c – середні інтенсивності виділення шкідливої речовини на виході з біореактора для періодів меншої і більшої інтенсивностей надходження забруднення в колектор;

$\delta T'$ та δT – періоди часу з нульовою концентрацією шкідливої речовини на виході з біореактора для періодів меншої та більшої інтенсивностей надходження забруднення в колектор;

Якщо нульова концентрація не досягається, приймається $\delta T' = \delta T = 0$ і тоді $g'_c = g_c = g_{ic}$. Досягши нульової концентрації $g'_1 = 0$, а $\delta T'$ та δT розраховуються з цієї умови за співвідношеннями (4.11) і (4.31).

У табл. 4.2 наведено результати розрахунку добового циклу зміни інтенсивності надходження метану в колектори різного об'єму. З даних табл. 4.2 витікає, що зміна об'єму колектора в діапазоні до 1000 м^3 робить істотний вплив на ступінь очищення зі середньою питомою біоокиснювальною потужністю W . Подальше збільшення об'єму колектора не призводить до помітної зміни параметрів установки.

Базисним варіантом для розрахунків, наведених у табл. 4.2, є шостий варіант табл. 4.1 для постійної інтенсивності надходження метану в колектор. Зіставлення результатів розрахунків ступеня очищення зі середньої питомої біоокиснювальної потужності W (табл. 4.1 варіант 6 і табл. 4.2 варіант 3) показує їх практичний збіг.

Таким чином, характерна закономірність власне процесу біоочищення полягає в нівеляції, при збільшенні об'єму колектора, різниці між максимальною ρ_1 і мінімальною ρ'_1 концентраціями метану на виході з біореактора.

На підставі викладеного можна стверджувати, що збільшення об'єму колектора збільшує інерційність всієї системи «колектор – біореактор». Різкі зміни в інтенсивності надходження забруднення у колектор, в умовах їх циклічної повторюваності, не призводять до

Таблиця 4.2 – Варіанти реалізації процесу біоокиснення метану при циклічній інтенсивності його надходження

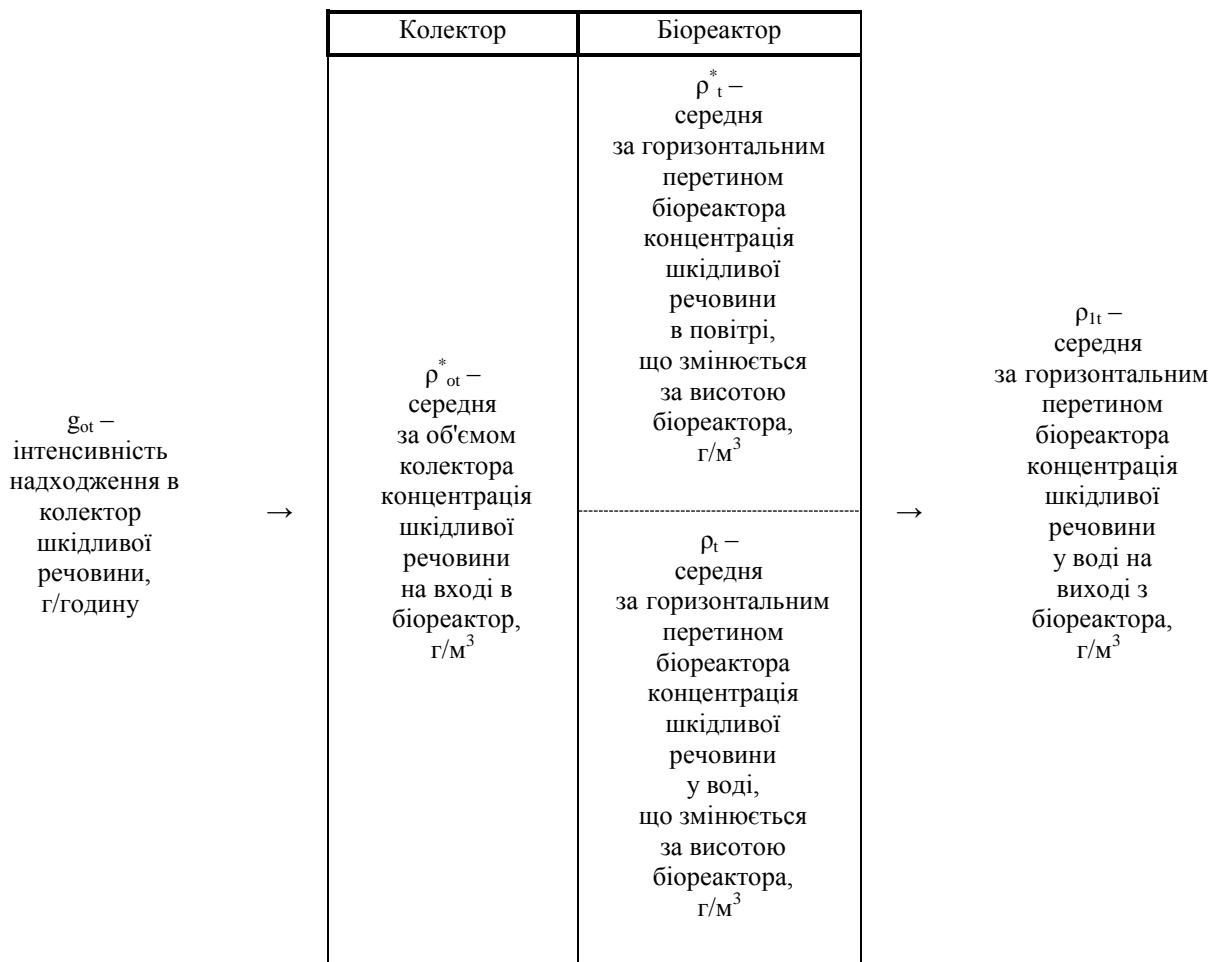
Проектні параметри установки												
Варіант	К – об'єм колектора, м ³	Розміри біореактора			Завантаження		Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення		
		D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R _з – об'єм, м ³	m _з – маса, г	m _б – кількість біомаси, г	δg _о – середня інтенсивність видалення метану, г/годину	η – ступінь очищення, %	N – потужність за об'ємом газоповітряної суміші, м ³ /ч	W – середня питома потужність біоокиснення, г/м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г _б годину
1	100	1	3,887	3,053	0,03634	50878,1	3052,7	79,28	79,28	50	25,97	0,02597
2	1000	1	3,886	3,052	0,03634	50873,4	3052,4	91,95	91,95	50	30,12	0,03012
3	10000	1	3,886	3,052	0,03634	50873,7	3052,4	92,84	92,84	50	30,42	0,03042
Проектні параметри процесу біоочищення												
Варіант	Період меншої інтенсивності надходження метану					Період більшої інтенсивності надходження метану					T _ц – тривалість циклу, годин	
	g _о ' – інтенсивність надходження маси метану в колектор, г/годину	Q' – інтенсивність надходження об'єму метану в колектор, м ³ /годину	T' – тривалість періоду, годин	ρ _{оу} ' – стійка концентрація метану, г/м ³		g _о – інтенсивність надходження маси метану, г/годину	Q – інтенсивність надходження об'єму метану, м ³ /годину	T – тривалість періоду, годин	ρ _{оу} – стійка концентрація метану, г/м ³			
				г/м ³	%				г/м ³	%		
1	50	0,06996	16	1,001	0,1401	200	0,2798	8	3,945	0,552	24	
2	50	0,06996	16	1,636	0,2289	200	0,2798	8	2,415	0,338	24	
3	50	0,06996	16	1,96	0,2743	200	0,2798	8	2,04	0,2855	24	
Проектні параметри процесу в біореакторі												
Варіант	g _{ос} – середня інтенсивність надходження маси метану в колектор, г/годину	Q – середня інтенсивність надходження об'єму метану в колектор, м ³ /годину	Період меншої інтенсивності надходження метану			Період більшої інтенсивності надходження метану			g _{1с} – середня у циклі інтенсивність видалення метану на виході з біореактора, г/годину	t _п – тривалість процесу біоочищення, годин	μ _о – початкова концентрація біомаси, г _б /м ³	
			ρ ₁ – концентрація метану на виході з біореактора (мінімальна в циклі)		g ₁ – середня в періоді інтенсивність видалення метану на виході з біореактора, г/год	ρ ₁ – концентрація метану на виході з біореактора (максимальна в циклі)		g ₁ – середня в періоді інтенсивності видалення метану на виході з біореактора, г/годину				
			г/м ³	%		г/м ³	%					
1	100	0,1399	0,00097	0,00014	20,72	0,8278	0,1158	20,72	20,72	0,06	1000	
2	100	0,1399	0,06696	0,00937	8,049	0,255	0,0357	8,049	8,049	0,06	1000	
3	100	0,1399	0,1336	0,01869	7,16	0,1528	0,0214	7,16	7,16	0,06	1000	

істотних змін проектних параметрів установки і власне процесу біоочищення при достатньо великому об'ємі колектора.

Вплив циклічних змін вхідних параметрів на параметри на виході в системі «колектор – біореактор» значний при відносно невеликих об'ємах колектора.

Необхідність обліку зміни інтенсивності надходження шкідливої речовини в колектор або ухвалення умови його постійності визначається на основі аналізу конкретних умов проектування і є елементом проектного рішення.

4.3 Розробка методики розрахунку процесу біохімічного очищення від газоподібного забруднення, що розчиняється у воді



4.3.1 Загальний підхід та припущення

Параметри процесів, що відбуваються у біореакторі та колекторі, є взаємозалежними. Тому, при розробці методики розрахунку процесу біохімічного очищення необхідно розглядати систему «колектор – біореактор». Основні параметри такої системи, як об'єкту проектування та управління подано на рис. 4.8.

Вхідним параметром є інтенсивність надходження шкідливої речовини у колектор g_{0t} , у загальному випадку що змінюється в часі. Для колектора основного параметра прийнята середня за об'ємом концентрація забруднення ρ_{0t} , що змінюється в часі. У біореакторі розглядаються середні по горизонтальному перетину (біореактор розташовано вертикально) концентрації шкідливої речовини в повітрі ρ^*_t та у воді ρ_t . Основним вихідним параметром системи «колектор – біореактор» є середня по горизонтальному перетину концентрація забруднення у воді на виході з біореактора ρ_{1t} .

Біореактор з омиваним шаром, що очищає від газоподібних сполук, які розчиняються у воді, можна назвати протиточним. Видалення шкідливої речовини в такому біореакторі відбувається в абсорбуючій його воді, що переміщується в напрямі протилежному напрямку переміщення об'єму газоповітряної суміші, яка очищається.

В результаті безперервного розпилювання води в біореакторі, вона, відповідно до законів адгезії, поверхневого натягнення та сили тяжіння, знаходитиметься на завантаженні, одночасно переміщаючись по ній. Очевидно, що сумісна дія вказаних законів, повинна призвести до динамічної рівноваги, тобто постійності об'єму води, що утримується на завантаженні у будь-який момент часу. Цього вимагає і умова балансу води, що подається і відводиться.

Біореактор даного типу суміщає функції абсорбера і біореактора з омиваним шаром. Одночасно з процесом абсорбції у воді відбувається процес біодеструкції шкідливої речовини. Зістиковані шари газоповітряної суміші

нескінченно малої товщини d_y , переміщаючись вгору по висоті біореактора від входу до виходу з нього, передають забруднення у воду, що омиває завантаження. У свою чергу, зістиковані шари води нескінченно малої товщини d_y переміщаються вниз по висоті біореактора від виходу до входу в нього і абсорбують забруднення. Слід зазначити, що уявлення про умовний горизонтальний шар води, що переміщається, нескінченно малої товщини еквівалентно допущенню про постійність швидкості переміщення будь-якого нескінченно малого об'єму води в даному горизонтальному перетині біореактора.

Горизонтальний зріз біореактора не є суцільним. Велику частину його площі займає газоповітряна суміш, на тлі якої розташовано окремі ділянки, що включають лавсанові нитки в розрізі, біомасу і воду, що постійно знаходиться на завантаженні. Абсорбція і біодеградація забруднення відбуваються в горизонтальному напрямі послідовно з газоповітряної сумішшю у воду, а потім з води до біомаси.

У кожного, що переміщається вгору шару газоповітряної суміші, може бути своя початкова концентрація забруднення, яка дорівнює його концентрації, що змінюється в часі в колекторі. У елементарний шар води, що переміщається вниз, унаслідок абсорбції, безперервно поступає шкідлива речовина з газоповітряної суміші. Крім того, у разі повторного використання води для зрошування біореактора і при неповному її очищенні, можлива зміна в часі початкової концентрації забруднення у воді.

Таким чином, процес в протиточному біореакторі завжди нестационарний, оскільки включає комбінацію з перших трьох, вказаних вище (див. розділ 4.1) можливих видів зовнішніх дій. Специфіка полягає в тому, що дії першого і другого видів, взаємно врівноважуючись, призводять до постійності об'єму, в якому відбувається біохімічна реакція.

4.3.2 Розрахунок і аналіз процесів в біореакторі

Процеси в біореакторі включають: переміщення вгору газоповітряної суміші за об'ємом біореактора, частково заповненому завантаженням, зрошеною водою; переміщення вниз по завантаженню води, що утримується на ній; надходження в результаті абсорбції забруднення з газоповітряної суміші у воду; біохімічне розкладання шкідливої речовини у воді.

Час t^* плоско – паралельного рівномірного переміщення горизонтального шару газоповітряної суміші нескінченно малої товщини в просторі біореактора функціонально взаємопов'язано із його вертикальною координатою у наступних співвідношеннях:

$$t^* = h t_n^* \quad (4.52)$$

$$h = \frac{y}{H} \quad (4.53)$$

$$t_n^* = \frac{R_r}{N} \quad (4.54)$$

де: h – відносна висота біореактора (змінна величина);

H – висота біореактора (розмір), м;

t_n^* – тривалість процесу (час перебування газоповітряної суміші в біореакторі), годин;

R_r – об'єм простору біореактора, займаного газоповітряною сумішшю, м^3 .

Повний об'єм простору біореактора, що дорівнює:

$$R = R_r + R_3 + R_b \quad (4.55)$$

де: R_3 – об'єм простору біореактора, що займає завантаження з лавсанових ниток, м^3 ;

R_b – об'єм простору біореактора, що займає вода, яка утримується на нитках завантаження, м³.

У співвідношенні (4.55) об'ємом, який займає біомаса, нехтували. Складові правої частини формули (4.55) можна визначити як:

$$R_s = K_s R \quad (4.56)$$

$$R_b = K_b R_s \quad (4.57)$$

$$R_r = (1 - K_s - K_s K_b) R \quad (4.58)$$

де: K_s – коефіцієнт співвідношення об'єму завантаження та біореактора;
 K_b – коефіцієнт співвідношення об'єму, що займає вода та завантаження.
 Розрахунок коефіцієнтів K_s та K_b викладено у розділі 4.1.3.

Для визначення закономірностей зміни концентрації шкідливої речовини в горизонтальному шарі газоповітряної суміші нескінченно малої товщини dy , розглянемо зміну в часі балансу мас забруднення в ньому у міру переміщення вгору:

$$G^*_t = G^*_0 - \delta G^*_t \quad (4.59)$$

де: G^*_t – маса забруднення в шарі газоповітряної суміші у момент часу t^* , г;
 G^*_0 – маса забруднення в шарі газоповітряної суміші у момент часу $t^* = 0$, г;

δG^*_t – зменшення маси забруднення в шарі газоповітряної суміші у момент часу t^* за рахунок його абсорбції водою, г.

Оцінимо інтенсивність абсорбції на одиницю висоти біореактора швидкістю передачі маси забруднення v_u з газоповітряної суміші у воду. Тоді:

$$G^*_t = \rho^*_t F_r dy \quad (4.60)$$

$$G^*_0 = \rho^*_0 F_r dy \quad (4.61)$$

$$\delta G^*_t = \quad t$$

$$\int_0^{\dots} v_y dy dt^* \quad (4.62)$$

де: ρ^*_t – концентрація шкідливої речовини в шарі газоповітряної суміші, що змінюється в часі, г/м³;

ρ^*_0 – початкова концентрація шкідливої речовини в шарі газоповітряної суміші, г/м³;

F_r – площа шару газоповітряної суміші, м².

Прийнявши питому швидкість передачі маси забруднення постійної по висоті:

$$v_y = v, \quad (4.63)$$

можна визначити інтенсивність передачі маси шкідливої речовини з газоповітряної суміші в об'ємі біореактора як:

$$g^* = v H \quad (4.64)$$

З урахуванням співвідношення:

$$R_r = F_r H \quad (4.65)$$

одержимо остаточно лінійну зміну концентрації забруднення ρ^* у шарі газоповітряної суміші у міру його просування вгору:

$$\rho^* = \rho^*_0 - \frac{g^*}{N} h \quad (4.66)$$

У подальших розрахунках прийнято:

$$g^* = g_0 \quad (4.67)$$

тобто повне абсорбування забруднення, що надійшло до біореактора.

Час t плоско – паралельного рівномірного переміщення умовного горизонтального шару води нескінченно малої товщини в просторі біореактора функціонально взаємопов'язано із його вертикальною координатою у наступних співвідношеннях:

$$(4.68)$$

$$t = (1 - h) t_n$$

$$t_n = \frac{R_b}{r} \quad (4.69)$$

де: t_n^* – тривалість процесу біоочищення (час знаходження води в біореакторі), годин;

r – інтенсивність зрошування завантаження водою, м³/годину.

Назвемо фоновою концентрацією ρ_n – концентрацію забруднення в умовному елементарному шарі води, що переміщається вниз, без урахування процесу біоочищення. Для її визначення розглянемо зміну в часі балансу мас забруднення в цьому шарі:

$$G_{rt} = G_0 + \delta G_{rt} \quad (4.70)$$

де: G_{rt} – маса забруднення, що поступила, в шарі води у момент часу t , г;

G_0 – маса забруднення в шарі води у момент часу $t = 0$, г;

δG_{rt} – збільшення маси забруднення в шарі води у момент часу t за рахунок його абсорбції, г.

Використовуючи питому швидкість на одиницю висоти біореактора передачі маси забруднення з газоповітряної суміші у воду v_y , можна записати,:

$$G_{rt} = \rho_{rt} F_b dy \quad (4.71)$$

$$G_0 = \rho_0 F_b dy \quad (4.72)$$

$$\delta G_{rt} = \int_0^t v_y dy dt \quad (4.73)$$

де: ρ_{rt} – концентрація шкідливої речовини в шарі води, що змінюється в часі, г/м³;

ρ_0 – початкова концентрація шкідливої речовини в шарі води, г/м³;

F_b – площа шару води, м².

У разі постійної по висоті питомої швидкості передачі маси забруднення (4.63), інтенсивність отримання маси шкідливої речовини водою в об'ємі біореактора буде рівна:

$$g = v H, \quad (4.74)$$

а при повному абсорбуванні:

$$g = g_0 \quad (4.75)$$

Позначимо:

$$\rho_{\text{гм}} = \frac{g}{r} \quad (4.76)$$

де: $\rho_{\text{гм}}$ – максимальна фонова концентрація забруднення в шарі води, при її початковому значенні рівному нулю, г/м³.

Тоді з урахуванням співвідношення:

$$R_{\text{в}} = F_{\text{в}} H \quad (4.77)$$

одержимо остаточно лінійну зміну фонової концентрації забруднення ρ_r у шарі води у міру його просування вниз:

$$\rho_r = \rho_0 + \rho_{\text{гм}}(1 - h) \quad (4.78)$$

Уявлення про можливу інтенсивність зміни фонової концентрації дає приклад розрахунку за формулою (4.78), представлений на рис. 4.9.

Одержані формули (4.66) і (4.78) по суті описують роботу абсорбера з усередненими за об'ємом умовами абсорбування.

Даний біореактор суміщає процеси абсорбції і біодеструктування шкідливої речовини. Тому, безперервна зміна в часі повного балансу мас забруднення в умовному шарі води, що переміщається, нескінченно малої товщини запишеться як:

$$G_t = G_0 + \delta G_{\text{гт}} + \delta G_{\text{вт}} \quad (4.79)$$

де: G_t – маса забруднення в шарі води у момент часу t , г;

δG_{vt} – зміна маси забруднення в шарі води у момент часу t за рахунок біодеструктування, г.

Складові співвідношення (4.79) дорівнюють:

$$G_t = \rho_t dR_b \quad (4.80)$$

$$\delta G_{vt} = -m_b \frac{dy}{H} \int_0^t V_{pt} dt \quad (4.81)$$

$$dR_b = F_b dy \quad (4.82)$$

де: ρ_t – концентрація шкідливої речовини в шарі води, що змінюється в часі, г/м³;

m_b – кількість біомаси, г;

V_{pt} – питома швидкість біоокиснення, розрахована за концентрацією, що змінюється ρ_t , для нестационарного процесу г/г_б годину.

dR_b – об'єм елементарного шару води, що переміщається, м³.

У виразі (4.81) прийнято рівномірний розподіл біомаси по висоті біореактора.

З обліком (4.80) – (4.82) і раніше отриманих результатів співвідношення (4.79) можна перетворити до вигляду:

$$\rho_t = \rho_{rt} - \mu \int_0^t V_{pt} dt \quad (4.83)$$

де: μ – концентрація біомаси в об'ємі простору, який займає вода, г_б/м³.

Продиференціювавши (4.83) за часом одержимо:

$$\frac{d\rho_t}{dt} = \frac{d\rho_{\pi}}{dt} - \mu V_{\rho t} \quad (4.84)$$

Вираз (4.84) є основним диференціальним рівнянням нестационарного процесу біоочищення в біореакторі даного типу. У порівнянні з основним диференціальним рівнянням стаціонарного процесу в ньому з'являється додатковий член, що враховує нестационарність унаслідок безперервного процесу абсорбції. У більш загальному вигляді рівняння (4.84) виглядає як:

$$d\rho_t = d\rho_{\pi} + d\rho_{v_t} \quad (4.85)$$

де: $d\rho_{v_t}$ – диференціал зміни концентрації за рахунок процесу біоокиснення, г/м³.

Співвідношення (4.85) показує, що в кожен момент часу диференційно мала зміна концентрації шкідливої речовини у воді дорівнює сумі алгебри диференційно малих змін концентрації за рахунок процесів абсорбції і біодеградації. Вираз (4.85) по суті є диференціальним аналогом балансу мас даного нестационарного процесу.

Структура формули для $V_{\rho t}$ не дозволяє одержати замкнуте аналітичне рішення рівняння (4.84). Тому, застосуємо алгоритм чисельної інтеграції, перейшовши від диференціалів до кінцевих приростів:

$$\Delta\rho_i = \Delta\rho_{\pi} + \Delta\rho_{v_i} \quad (4.86)$$

$$\rho_{i+1} = \rho_i + \Delta\rho_i \quad (4.87)$$

$$t_{i+1} = t_i + \Delta t \quad (4.88)$$

$$\Delta\rho_{\pi} = \frac{\rho_{EM}}{t_{\pi}} \Delta t \quad (4.89)$$

$$\Delta\rho_{v_i} = \frac{1}{\varphi_{\rho i}} (e^{-\varphi_{\rho i} \mu V_{\rho i} \Delta t} - 1) \quad (4.90)$$

$$\varphi_{\rho i} = \frac{b}{\rho_i} - c \quad (4.91)$$

$$V_{\rho_i} = a \rho_i^b e^{-c \rho_i} \quad (4.92)$$

У зв'язку із зміною розмірностей, у порівнянні з експериментом, необхідний перерахунок коефіцієнта:

$$a = 10^{-3} \cdot a^* \quad (4.93)$$

де: a^* – емпіричний коефіцієнт, визначений безпосередньо за експериментальними даними.

Алгоритм чисельної інтеграції (4.86) – (4.92) є таким, що сходиться, проте вимагає для досягнення високої точності значно меншого кроку інтеграції ($\Delta t = 0,0002$ годин) в порівнянні із стаціонарним процесом.

Результати розрахунків процесу біохімічного очищення від сірководня залежно від початкової концентрації забруднення в зрошуючій воді ρ_0 , максимальної фонові концентрації $\rho_{\text{гм}}$ і початкової концентрації біомаси μ_0 наведено на рис. 4.10 – 4.12.

Одержані дані свідчать про досягнення через певний проміжок часу деякої фінальної стадії нестационарного процесу, постійною концентрацією забруднення, що характеризується, у воді. Назвемо цю концентрацію ρ_p рівноважною, оскільки вона відповідає настанню динамічної рівноваги в нестационарному процесі.

Величина рівноважної концентрації не залежить від початкових умов (рис. 4.10), збільшується із збільшенням інтенсивності надходження забруднення (рис. 4.11) і зменшується при збільшенні концентрації біомаси (рис. 4.12). Відзначимо, що у наведених прикладах динамічна рівновага досягалася приблизно на виході шару води з біореактора ($t_{\text{п}} = 0,2$ годин).

Динамічна рівновага визначається умовою:

$$d\rho_{\text{п}} + d\rho_{\text{vt}} = 0 \quad (4.94)$$

або в кінцевих приростах:

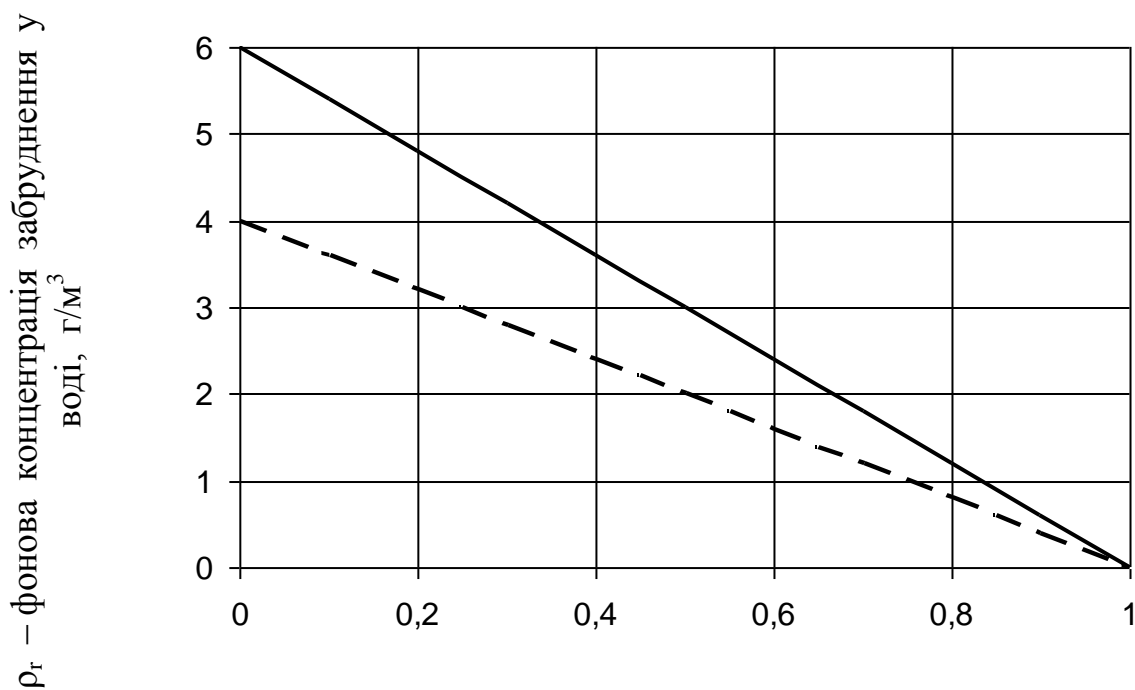
$$\Delta\rho_{pi} + \Delta\rho_{vi} = 0 \quad (4.95)$$

Назвемо питомою швидкістю надходження забруднення в біореактор $V_{\text{г}}$ масу шкідливої речовини, що абсорбується водою в одиницю часу, на одиницю біомаси:

$$V_{\text{г}} = \frac{\xi_0}{m_b} \quad (4.96)$$

або:

$$V_{\text{г}} = \frac{\rho_{\text{гМ}}}{\mu t_{\text{п}}} \quad (4.97)$$



h – відносна висота біореактора

Рисунок 4.9. Розподіл середньої по горизонтальному перетину фонові

концентрації забруднення у воді по висоті біореактора:

час переміщення води в біореакторі $t_{\text{п}} = 0.2$ годин;

початкова концентрація забруднення в зрошуючій воді $\rho_0 = 0$;

суцільна лінія – максимальна концентрація $\rho_{\text{гМ}} = 6 \text{ г/м}^3$;

пунктирна лінія – $\rho_{\text{гМ}} = 4 \text{ г/м}^3$.

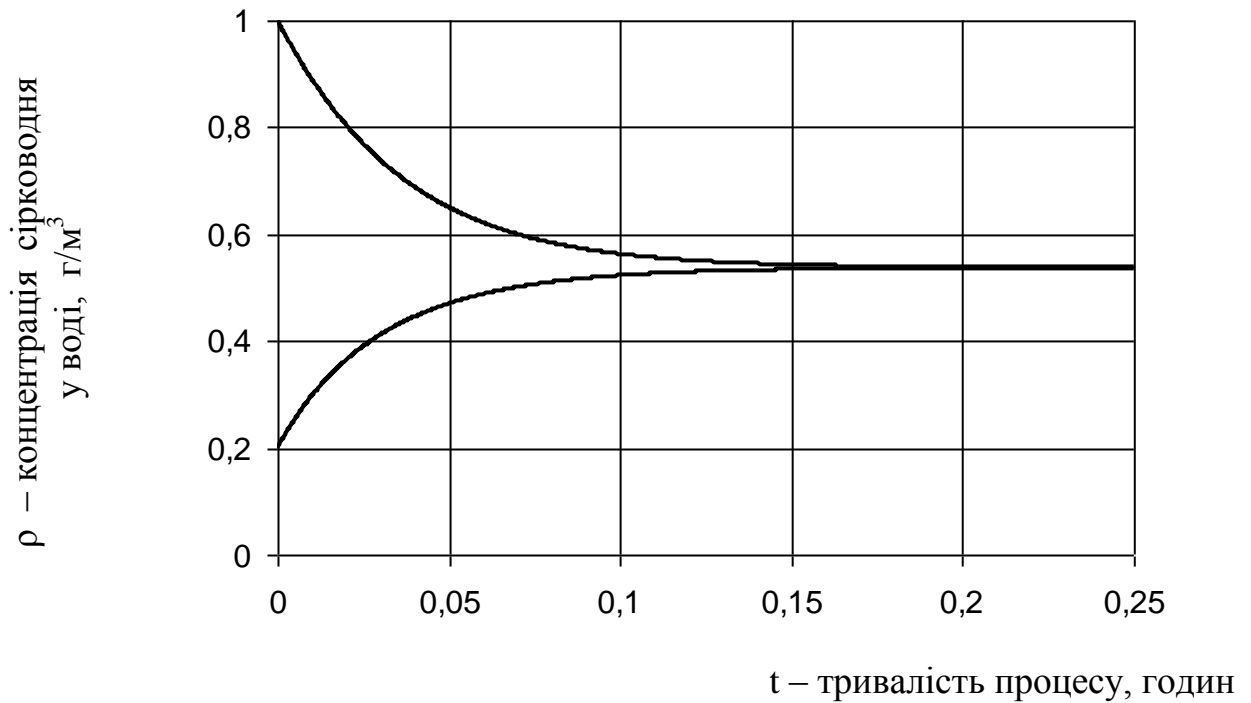


Рисунок.4.10. Вплив тривалості процесу на концентрацію сірководня у воді, що переміщається :

час переміщення води в біореакторі $t_{\text{т}} = 0,2$ годин;

максимальна фонова концентрація сірководня у воді $\rho_{\text{гм}} = 5$ г/м³;

початкова концентрація біомаси в біореакторі $\mu_0 = 1000$ г/м³;

верхня крива – початкова концентрація сірководня в зрошуючій воді $\rho_0 = 1$ г/м³;

нижня крива – $\rho_0 = 0,2$ г/м³.

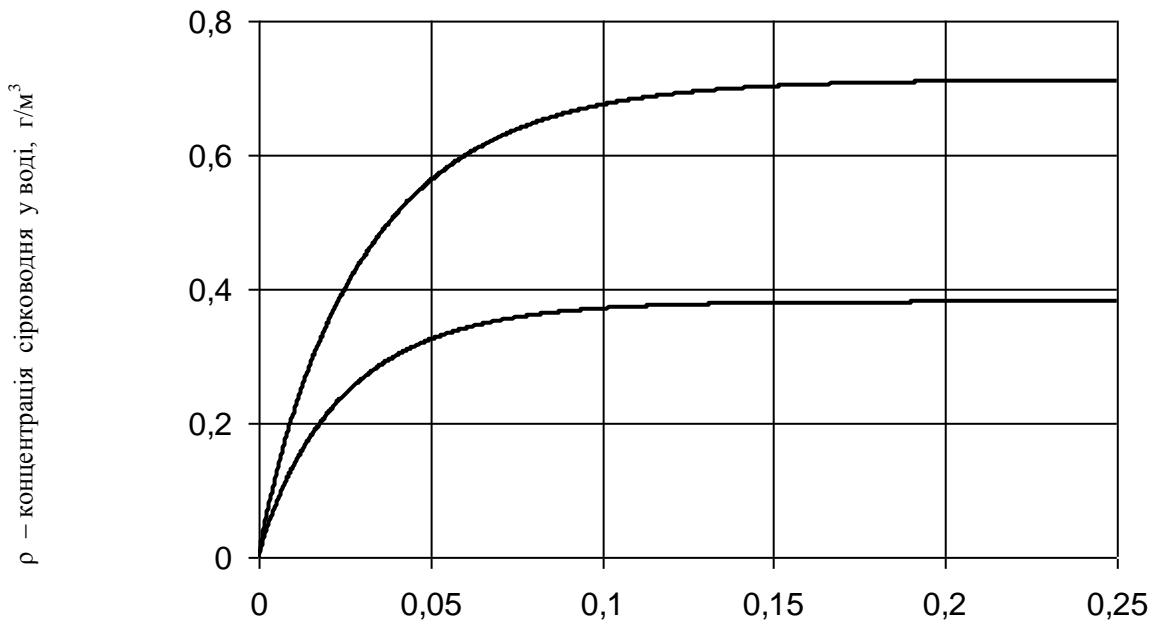
При $\Delta t \rightarrow 0$ допустимо:

$$\Delta\rho_{\text{vi}} = -\mu V_{\text{pi}} \Delta t \quad (4.98)$$

і тоді з (4.89), (4.95) і (4.98) одержимо залежність для розрахунку рівноважної концентрації забруднення:

$$V_{\text{pp}} = V_{\text{g}} \quad (4.99)$$

де: V_{pp} – питома швидкість біоокиснення, визначена для рівноважної концентрації шкідливої речовини, г/г_б годину.



t – тривалість процесу, годин

Рисунок 4.11. Вплив тривалості процесу на концентрацію сірководня у воді, що переміщується:

час переміщення води в біореакторі $t_{\pi} = 0,2$ годин;

початкова концентрація сірководня в зрошуючій воді $\rho_0 = 0$ г/м³;

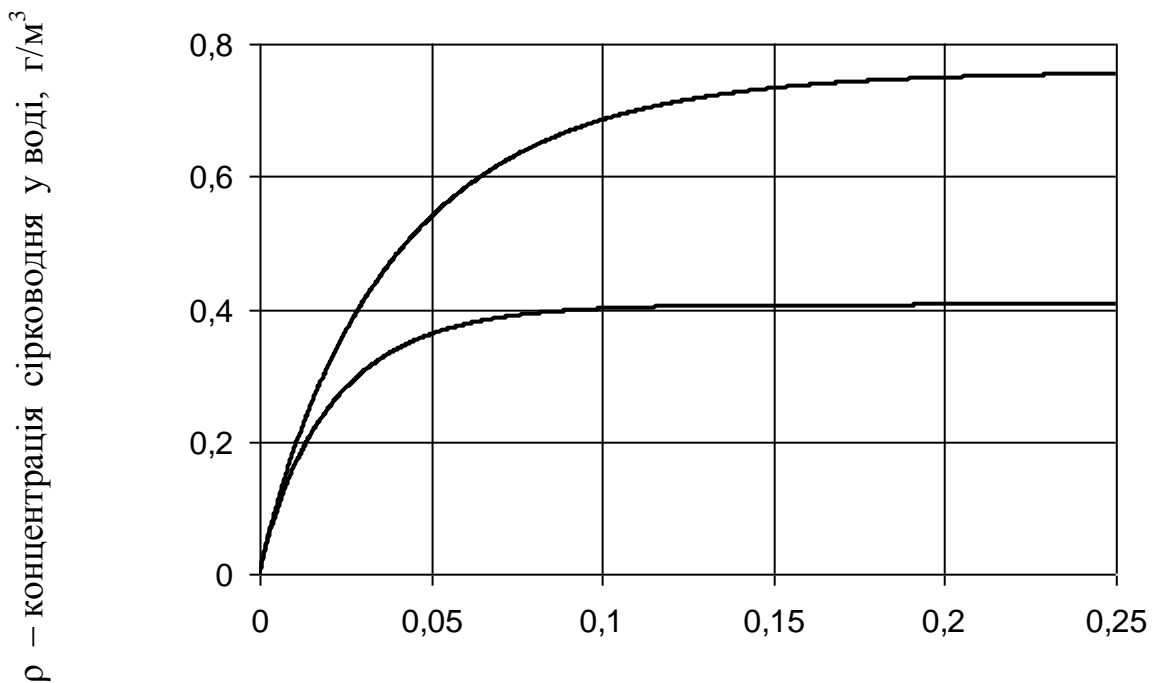
початкова концентрація біомаси в біореакторі $\mu_0 = 1000$ г/м³;

верхня крива – максимальна фоновая концентрація сірководня у воді $\rho_{ГМ} = 6$ г/м³;

нижня крива – $\rho_{ГМ} = 4$ г/м³.

На рис. 4.13 представлено діаграму рівноважних станів при біоочищенні від сірководня, діоксиду сірки та аміаку. Відзначимо, що динамічна рівновага досягається при питомих швидкостях надходження забруднення в біореактор менших за максимальну питому швидкість біоокиснення, тобто за умови:

$$V_{ог} \leq \frac{b}{c} \quad (4.100)$$



t – тривалість процесу, годин

Рисунок 4.12. Вплив тривалості процесу на концентрацію сірководня у воді, що переміщується:

час переміщення води в біореакторі $t_{\text{п}} = 0,2$ годин;

максимальна фоновіа концентрація сірководня у воді $\rho_{\text{гм}} = 5$ г/м³;

початкова концентрація сірководня в зрошуючій воді $\rho_0 = 0$ г/м³;

верхня крива – початкова концентрація біомаси в біореакторі $\mu_0 = 800$ г/м³;

нижня крива – $\mu_0 = 1200$ г/м³.

Невиконання умови (4.100) призводить до нелімітованого зростання концентрації шкідливої речовини у воді, що відводиться з біореактора. Можна сказати, що умова (4.100) визначає межу здійснення ефективного процесу біоочищення. Практично ця межа для сірководня і діоксиду сірки відповідає питомій швидкості надходження забруднення $V_g = 0.04$ г/г_б годину. При цьому рівноважні концентрації не досягають значень 90 та 60 г/г_б годину відповідно (рис. 4.13). Крива для аміаку співвідноситься з кривими для сірководня і діоксиду сірки в масштабі приблизно один до десяти.

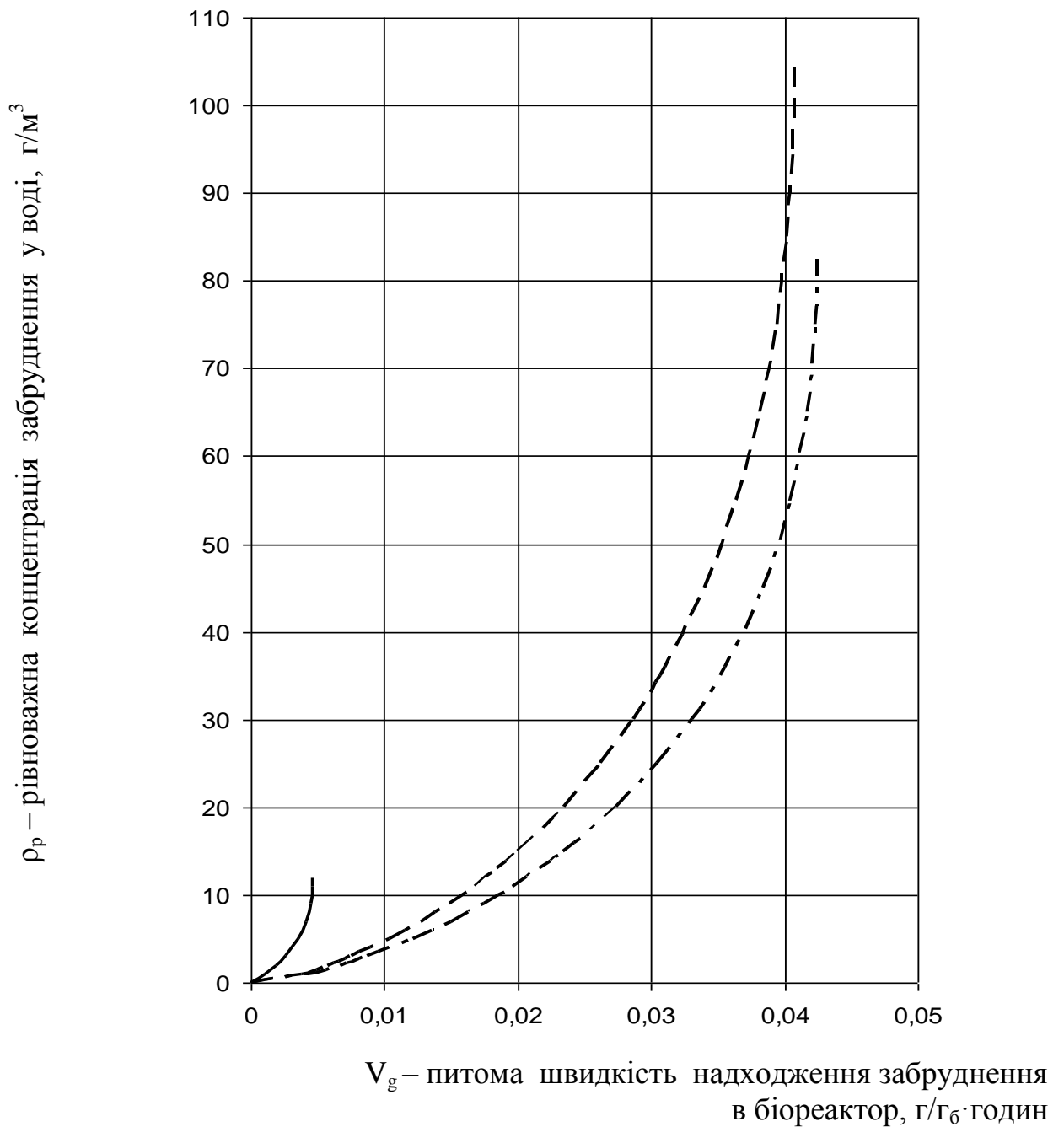


Рисунок 4.13. Діаграма рівноважних станів під час процесу, що характеризується одночасною деструкцією забруднень і його розчиненням у воді:

- суцільна крива – аміак;
- пунктирна – сірководень;
- штрих пунктирна – діоксид сірки.

Очевидно, що у разі досягнення динамічної рівноваги, шукана характеристика процесу – концентрація шкідливої речовини на виході з біореактора – дорівнює:

$$\rho_1 = \rho_p \quad (4.101)$$

а ρ_p розраховується за співвідношенням (4.99).

Проте, при недостатній для досягнення динамічної рівноваги тривалості процесу біоочищення (часу перебування води в біореакторі), його кінцевий стан можна визначити тільки розрахувавши хід всього процесу.

Викладений вище підхід (4.86) – (4.92) є математичним рішенням, що дозволяє розраховувати хід всього процесу біоочищення, включаючи рівноважний стан. Разом з тим, як показано вище, розрахувати рівноважний стан можна точно і набагато простіше за формулою (4.99).

Тому, розглянемо можливість спрощення розрахунку процесу біоочищення, не ставлячи завдання одночасного визначення рівноважного стану. Для цього представимо дискретну зміну балансу мас забруднення в шарі води кінцевої товщини δH при його переміщенні протягом кінцевого відрізка часу δt_i і зміні концентрації при цьому, рівному $\delta \rho_i$. Тоді, визначивши подальші значення часу t_{i+1} і концентрації ρ_{i+1} за їхніми попередніми значеннями як:

$$t_{i+1} = t_i + \delta t_i \quad (4.102)$$

$$\rho_{i+1} = \rho_i + \delta \rho_i \quad (4.103)$$

можна за аналогією з раніше викладеним записати:

$$G_{i+1} = G_i + \delta G_{ri} + \delta G_{Ri} \quad (4.104)$$

$$G_{i+1} = \rho_{i+1} F_b \delta H \quad (4.105)$$

$$G_i = \rho_i F_b \delta H \quad (4.106)$$

$$\delta G_{Ri} = v \delta H \delta t_i \quad (4.107)$$

$$\delta G_{Ri} = - m_b V_{ci} \delta t_i \frac{\delta H}{H} \quad (4.108)$$

У виразі (4.108) передбачається рівномірний розподіл біомаси по висоті біореактора і усереднена питома швидкість біоокиснення:

$$V_{ci} = \frac{V_{i+1} + V_i}{2} \quad (4.109)$$

де: V_{i+1} та V_i – питомі швидкості біоокиснення, визначені по концентраціях ρ_{i+1} і ρ_i відповідно, г/г_б годину.

Після перетворень одержимо наближену формулу для розрахунку відрізка часу δt_i , необхідного для зміни концентрації в шарі води на величину $\delta \rho_i$:

$$\delta t_i = \frac{\delta \rho_i}{\mu(V_g - V_{ci})} \quad (4.110)$$

Формула (4.110) не дає рішення безпосередньо для рівноважної концентрації, оскільки при виконанні умови (4.99) розрахунок за (4.110) призводить до $\delta t_i \rightarrow \infty$. Разом з тим, як показали результати розрахунків, наведені на рис. 4.14 та 4.15, залежність (4.110) добре описує зміну концентрації за період часу, безпосередньо передуючий досягненню стану динамічної рівноваги.

Практично, достатня для інженерних розрахунків точність досягнута при розділенні на вісім інтервалів можливої зміни концентрації від її початкового значення ρ_0 (рівного нулю за відсутності повторного використання води) до значення, меншого, ніж рівноважне ρ_p , на дуже малу величину. Відзначимо, що для отримання рівномірного розподілу

розрахункових крапок, останні три інтервали повинні складати в сумі близько десятої частки відсотка вказаного максимального діапазону зміни концентрації.

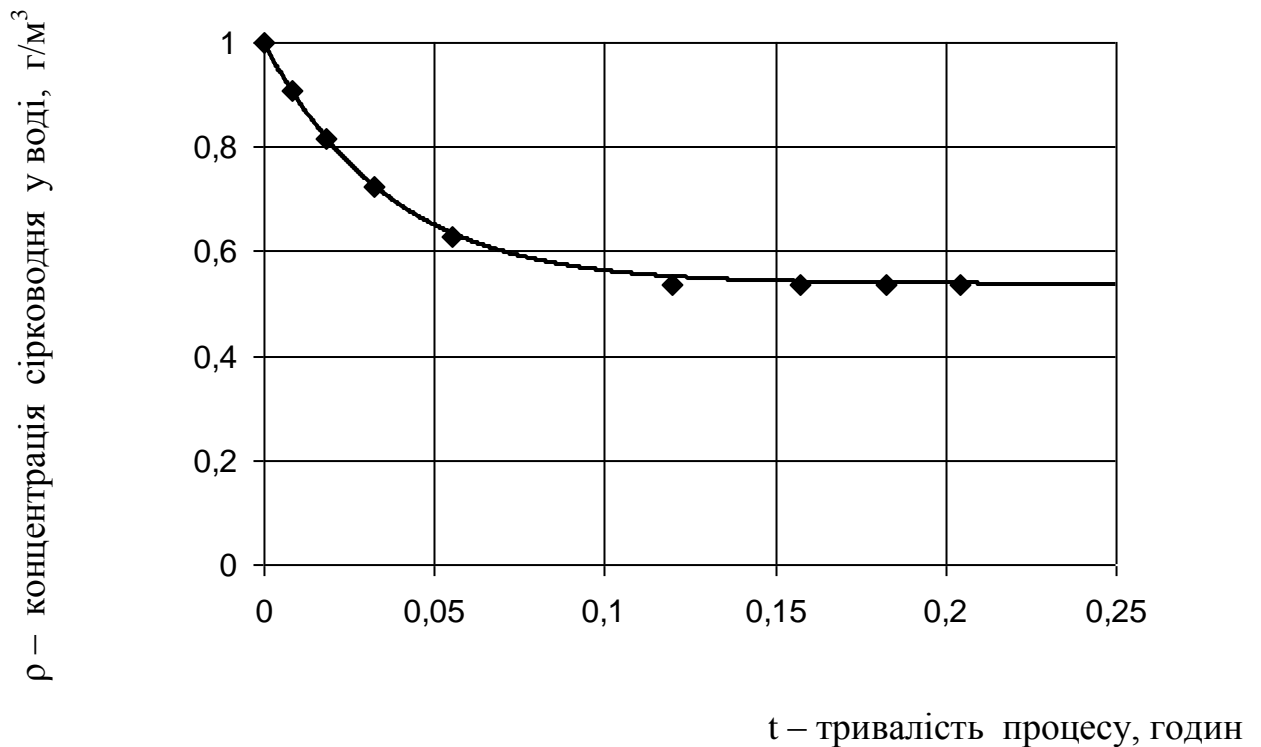


Рисунок 4.14. Вплив тривалості процесу на концентрацію сірководня у воді, що переміщається:

час переміщення води в біореакторі $t_{\text{п}} = 0,2$ годин;

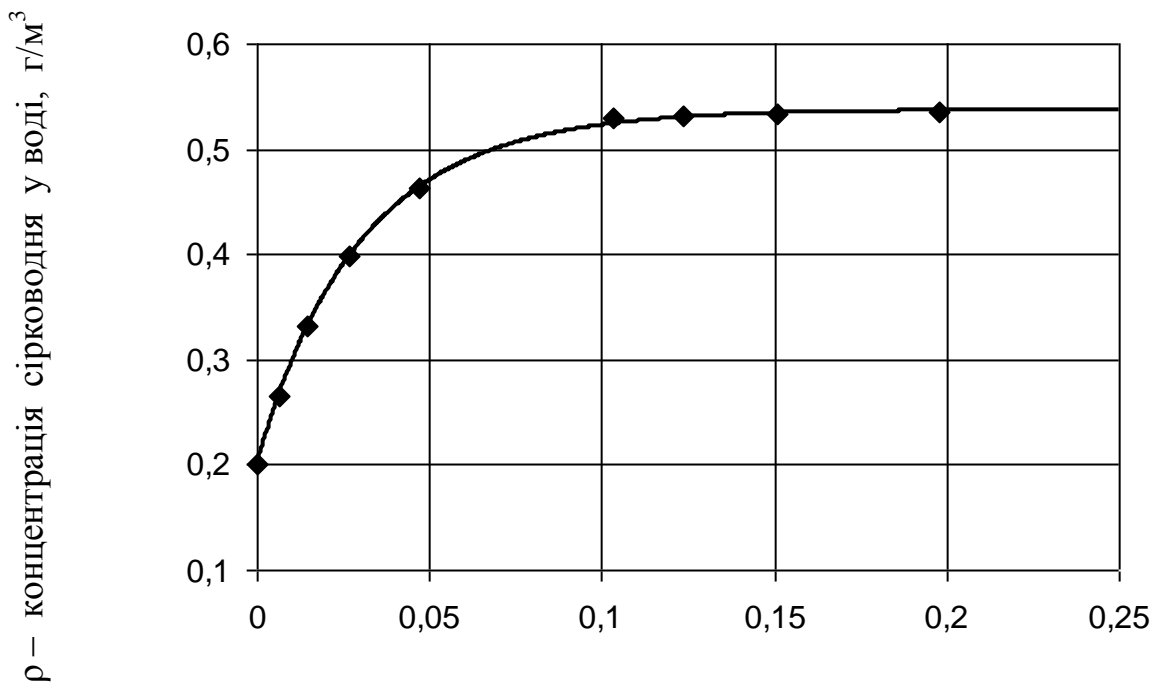
початкова концентрація сірководня в зрошувачій воді $\rho_{\text{н}} = 1 \text{ г/м}^3$;

початкова концентрація біомаси в біореакторі $\mu_0 = 1000 \text{ г/м}^3$;

максимальна фоновая концентрація сірководня у воді $\rho_{\text{ГМ}} = 5 \text{ г/м}^3$;

крива – результати чисельної інтеграції (рис. 4.10);

крапки – розрахунки за наближеною формулою.



t – тривалість процесу, годин

Рисунок 4.15. Вплив тривалості процесу на концентрацію сірководня у воді, що переміщається:

час переміщення води в біореакторі $t_{\text{п}} = 0,2$ годин;

початкова концентрація сірководня в зрошуючій воді $\rho_{\text{н}} = 0,2$ г/м³;

початкова концентрація біомаси в біореакторі $\mu_0 = 1000$ г/м³;

максимальна фоновая концентрація сірководня у воді $\rho_{\text{ГМ}} = 5$ г/м³;

крива – результати чисельної інтеграції (рис. 4.10);

крапки – розрахунки за наближеною формулою.

Таким чином, у разі недостатньої для досягнення рівноважного стану тривалості процесу біоочищення $t_{\text{п}}$, шукана концентрація забруднення у воді на виході з біореактора ρ_1 може бути визначена з використанням наближеної формули (4.110). При цьому, задаючись певним числом інтервалів (п'ять – сім), для яких при послідовному розрахунку за формулою (4.110) виконується умова:

$$t_{\text{п}} = \sum \delta t_i \quad (4.111)$$

одержимо:

$$\rho_1 = \sum \delta \rho_i \quad (4.112)$$

Викладений вище підхід опису даного процесу біоочистки, заснований на наближеній формулі (4.110), може бути рекомендований для практичного використання, як такий, що поєднує необхідну точність і достатню простоту методики.

4.3.3 Характеристика системи «колектор – біореактор», як об'єкту проектування та управління

Параметри, що характеризують даний процес біохімічного очищення, як об'єкт проектування можна розділити на ті, що задаються і розрахункові.

У реалізованому підході проектними параметрами, що задаються, є: інтенсивність надходження маси забруднення в колектор g_0 ; об'єм простору біореактора R ; інтенсивність зрошування завантаження водою g ; продуктивність біореактора за об'ємом газоповітряної суміші N ; початкова концентрація біомаси μ_0 ; співвідношення біомаси і маси завантаження з лавсанових ниток K_m ; відношення середньої товщини шару води, що утримується на нитках завантаження, до діаметру ниток K_r .

Чисельні значення наведеного вище набору параметрів в комплексі є проектним рішенням. Аналіз і зіставлення величин розрахункових проектних параметрів дозволяє виявити найбільш ефективний варіант проектного рішення. Розрахункові проектні параметри можуть характеризувати як роботу установки, так і власне процес біохімічного очищення.

Розглянемо випадок постійної інтенсивності надходження забруднення в колектор g_0 . Тоді концентрація забруднення в колекторі, тобто в повітрі на вході в біореактор дорівнює:

$$\rho^*_0 = \frac{g_0}{N} \quad (4.113)$$

До розрахункових параметрів, що описують умови на вході в біореактор відноситься також інтенсивність надходження об'єму забруднення в колектор:

$$Q = \frac{g_0}{d_r} \quad (4.114)$$

У розрахунках для сірководня, діоксиду сірки і аміаку їх щільності d_r прийняті рівними відповідно 1539, 2927 та 771.4 г/м³.

Основним розрахунковим проектним параметром, що характеризує власне процес біоочищення, є концентрація забруднення у воді на виході з біореактора ρ_1 . Методика її розрахунку викладена в розділі 4.2.2. Знання кінцевої концентрації дозволяє визначити інтенсивність виділення шкідливої речовини на завершальній стадії процесу біоокиснення:

$$g_1 = \rho_1 r \quad (4.115)$$

Даний розрахунковий параметр важливий також при оцінці ефективності роботи установки в цілому.

Абсолютна і відносна ефективність біоочищення в установці оцінюється відповідно інтенсивністю видалення забруднення:

$$\delta g = g_0 - g_1 \quad (4.116)$$

і ступенем очищення:

$$\eta = \frac{(g_0 - g_1) 100}{g_0} \quad (4.117)$$

Як розрахункові проектні параметри інтенсивності біоокиснення в установці прийнята середня питома на одиницю об'єму біореактора біоокиснювальна потужність:

$$W = \frac{g_0 - g_1}{R} \quad (4.118)$$

і середня питома швидкість біоокиснення:

$$V = \frac{g_0 - g_1}{\mu_0 R} \quad (4.119)$$

Індикативна оцінка потрібного для даного процесу рівня абсорбування визначається параметром:

$$K_p = \frac{Q}{r} \quad (4.120)$$

де: K_p – необхідна розчинність газоподібної шкідливої речовини у воді, $M^3_{\text{газа}} / M^3_{\text{води}}$.

Прийнявши циліндрову форму біореактора і задавшись діаметром, можна розрахувати його висоту за елементарною формулою.

Проаналізуємо основні особливості і властивості процесу біоокиснення даного вигляду, як об'єкту проектування і управління. Для цього відстежуватимемо спостережувані ефекти при почерговій зміні параметрів, що задаються, в деякому базовому наборі.

В табл. 4.3 і 4.4 наведено результати розрахунків стосовно сірководня і наступних базових значень: $g_0 = 5$ г/годину; $R = 1$ м³; $r = 0,1$ м³/годину; $N = 50$ м³/годину; $\mu_0 = 1000$ г/м³; $K_m = 0,1$; $K_t = 0,1$. Величина K_t задана як можливе реальне значення, а K_m – як близьке до використаного в експерименті.

Збільшення інтенсивності надходження сірководня в колектор g_0 (варіанти 1 і 2 в табл. 4.3) призводить одночасно до збільшення його концентрації в повітрі на вході в біореактор ρ^*_0 і у воді на виході з нього ρ_1 . При цьому відбувається зменшення ступеня очищення із збільшенням питомої біоокиснювальної потужності W . Збільшення продуктивності установки за об'ємом газоповітряної суміші N (варіанти 3 і 4 в табл. 4.3) викликає зменшення концентрації сірководня в колекторі ρ^*_0 . Решта параметрів залишається незмінною. Збільшення початкової концентрації біомаси μ_0 (варіанти 5 і 6 в табл. 4.3) не впливає на концентрацію сірководня в колекторі ρ^*_0 , але істотно зменшує його концентрацію у воді на виході з біореактора ρ_1 . Внаслідок цього спостерігається збільшення як ступеня очищення, так і питомої біоокиснювальної потужності W .

Таблиця 4.3 – Варіанти реалізації процесу біоокиснення сірководня при постійній інтенсивності його надходження в колектор

Проектні параметри установки											
Режим	Розміри біореактора			Завантаження		Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення		
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R _з – об'єм, м ³	m _з – маса, г	m _б – кількість біомаси, г	Δg – інтенсивність видалення сірководню, г/годину	η – ступінь очищення, %	N – продуктивність за об'ємом газоповітряної суміші, м ³ /годину	W – середня питома біоокиснювальна потужність, г/м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г _б годину
1	1	1,273	1	0,007143	10000	1000	2,447	97,86	50	2,447	0,002447
2	1	1,273	1	0,007143	10000	1000	9,532	95,32	50	9,532	0,009532
3	1	1,273	1	0,007143	10000	1000	4,843	96,87	25	4,843	0,004843
4	1	1,273	1	0,007143	10000	1000	4,843	96,87	100	4,843	0,004843
5	1	1,273	1	0,005357	7500	750	4,754	95,08	50	4,754	0,006339
6	1	1,273	1	0,008929	12500	1250	4,889	97,79	50	4,889	0,003911
Проектні параметри процесу біоочищення											
Режим	Q – інтенсивність надходження об'єму газоподібного сірководня у колектор, м ³ /годину	g _о – інтенсивність надходження маси сірководня у колектор, г/годину	ρ* _о – концентрація сірководня в повітрі на вході в біореактор		ρ ₁ – концентрація сірководня у воді на виході з біореактора	g ₁ – інтенсивність виділення сірководня на виході з біореактора, г/годину	t _п – тривалість процесу біоочищення, годин	μ _о – початкова концентрація біомаси, г _б /м ³	R _в – розрахунковий об'єм води за завантаженням, м ³	γ – інтенсивність зрошування завантаження водою, м ³ /годину	K _р – потрібна розчинність газу у воді, м ³ газу/м ³ води
			г/м ³	%							
1	0,001624	2,5	0,05	0,00325	0,535	0,0535	0,03143	1000	0,003143	0,1	0,01624
2	0,006498	10	0,2	0,013	4,682	0,4682	0,03143	1000	0,003143	0,1	0,06498
3	0,003249	5	0,2	0,013	1,567	0,1567	0,03143	1000	0,003143	0,1	0,03249
4	0,003249	5	0,05	0,00325	1,567	0,1567	0,03143	1000	0,003143	0,1	0,03249
5	0,003249	5	0,1	0,0065	2,459	0,2459	0,02357	750	0,002357	0,1	0,03249
6	0,003249	5	0,1	0,0065	1,107	0,1107	0,03929	1250	0,003929	0,1	0,03249

Таблиця 4.4 – Варіанти реалізації процесу біоокиснення сірководня при постійній інтенсивності його надходження в колектор

Проектні параметри установки											
Режим	Розміри біореактора			Завантаження		Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення		
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R _з – об'єм, м ³	m _з – маса, г	m _б – кількість біомаси, г	Δg – інтенсивність видалення сірководню, г/годину	η – ступінь очищення, %	N – продуктивність за об'ємом газоповітряної суміші, м ³ /годину	W – середня питома біоокиснювальна потужність, г/м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г _б годину
1	1	1,273	1	0,01429	20000	1000	4,843	96,87	50	4,843	0,004843
2	1	1,273	1	0,00357	5000	1000	4,843	96,87	50	4,843	0,004843
3	1	1,273	1	0,00714	10000	1000	4,922	98,43	50	4,922	0,004922
4	1	1,273	1	0,00714	10000	1000	4,687	93,73	50	4,687	0,004687
5	1	0,637	0,5	0,00357	5000	500	4,532	90,64	50	9,064	0,009064
6	1	2,546	2	0,01429	20000	2000	4,947	98,93	50	2,473	0,002473
Проектні параметри процесу біоочищення											
Режим	Q – інтенсивність надходження об'єму газоподібного сірководня у колектор, м ³ /годину	g _о – інтенсивність надходження маси сірководня у колектор, г/годину	ρ* _о – концентрація сірководня в повітрі на вході в біореактор		ρ ₁ – концентрація сірководня у воді на виході з біореактора	g ₁ – інтенсивність видалення сірководня на виході з біореактора, г/годину	t _п – тривалість процесу біоочищення, годин	μ _о – початкова концентрація біомаси, г _б /м ³	R _в – розрахунковий об'єм води за завантаженням, м ³	γ – інтенсивність зрошування завантаження водою, м ³ /годину	K _р – потрібна розчинність газу у воді, м ³ газу/м ³ води
			г/м ³	%							
1	0,003249	5	0,1	0,006498	1,567	0,1567	0,06286	1000	0,006286	0,1	0,03249
2	0,003249	5	0,1	0,006498	1,567	0,1567	0,01571	1000	0,001571	0,1	0,03249
3	0,003249	5	0,1	0,006498	1,567	0,0784	0,06286	1000	0,003143	0,05	0,06498
4	0,003249	5	0,1	0,006498	1,567	0,3134	0,01571	1000	0,003143	0,2	0,01624
5	0,003249	5	0,1	0,006498	4,682	0,4682	0,01571	1000	0,001571	0,1	0,03249
6	0,003249	5	0,1	0,006498	0,535	0,0535	0,06286	1000	0,006286	0,1	0,03249

Збільшення коефіцієнта K_m (варіанти 1 і 2 в табл. 4.4) збільшує масу завантаження m_3 і час переміщення води по ній t_n . Параметри, що характеризують ефективність і інтенсивність процесу біоочищення не змінюються.

Збільшення інтенсивності зрошування завантаження водою r (варіанти 3 і 4 в табл. 4.4) призводить до збільшення інтенсивності виділення сірководня на виході з біореактора g_1 і, як наслідок, до зменшення ступеня очищення η і питомої біоокиснювальної потужності W .

Збільшення об'єму біореактора R (варіанти 5 і 6 в табл. 4.4) викликає зменшення концентрації сірководня у воді на виході з біореактора ρ_1 , що супроводжується підвищенням ступеня очищення η із зменшенням питомої біоокиснювальної потужності W .

Як властивість біореактора даного типу, слід зазначити принципову неможливість досягнення нульової концентрації забруднення, розчиненого у воді, при його концентрації в газоповітряній суміші не рівної нулю, що надходить.

В цілому, дані табл. 4.3 і 4.4 свідчать про можливість управління характеристиками біореактора, як на етапі проектування, так і в процесі експлуатації.

На етапі проектування є можливості управління шляхом вибору об'єму біореактора. Проте, при цьому існують і очевидні обмеження, пов'язані з конструктивними і економічними міркуваннями.

При технічному обслуговуванні у принципі можливо поліпшення характеристик біореактора за рахунок зміни початкової концентрації біомаси.

Існуюча можливість оперативного управління біореактором полягає в зміні інтенсивності зрошування завантаження водою безпосередньо в процесі експлуатації.

4.4 Розробка методики розрахунку процесу біохімічної очищення від забруднення, розчиненого у воді

4.4.1 Загальний підхід та припущення

Біоокиснення забруднення у ємності в загальному випадку проходить через наступні стадії: початковий стан, нестационарний і стаціонарний процеси. У початковому стані забруднення не поступає і ємність частково заповнена водою із певною кількістю біомаси. Нестационарний процес характеризується заповненням ємності водним розчином шкідливої речовини. При стаціонарному процесі ємність заповнена і забруднення в неї не поступає.

Для забезпечення технологічної безперервності установка біохімічного очищення від забруднення, розчиненого у воді, що поступає з одного джерела, повинна складатися з двох ємностей, в яких поперемінно відбувається процес біодеградації шкідливої речовини. При цьому сумарний час, що включає тривалість стаціонарного процесу біодеструктування до заданого ступеня очищення і час, необхідний для видалення регенерованої води і технічного обслуговування однієї ємності, не може бути більше тривалості нестационарного процесу заповнення ємності.

Основним вхідним параметром установки біохімічної регенерації води, як об'єкту проектування, є інтенсивність надходження об'єму водного розчину шкідливої речовини і інтенсивність надходження маси забруднення в заповнювану ємність. Для власне ємності основного параметра прийнята як середня за об'ємом концентрація забруднення. Основні вихідні параметри – загальна тривалість процесу біоочищення і досягнута в результаті середня за об'ємом концентрація шкідливої речовини в ємності.

Біохімічний процес в заповнюваній ємності завжди нестационарний, оскільки включає комбінацію з першого і третього видів вказаних вище (див. розділ 4.1) можливих зовнішніх дій.

Визначення основних закономірностей нестационарного процесу вимагає окремого розгляду.

4.4.2 Розрахунок і аналіз процесів у ємності при її заповненні

Процеси у ємності на нестационарній стадії включають надходження водного розчину з певною концентрацією забруднення та біохімічне деструктування шкідливої речовини у воді.

Назвемо фоновою концентрацією ρ_{π} – середню концентрацію забруднення у ємності без урахування процесу біоочищення. Для визначення закономірностей її зміни розглянемо безперервну в часі зміну балансу мас:

$$G_{\pi} = G_0 + \delta G_{\pi} \quad (4.121)$$

де: G_{π} – маса забруднення, що поступила в ємність, у момент часу t , г;

G_0 – маса забруднення у ємності у момент часу $t=0$, г;

δG_{π} – збільшення маси забруднення в ємності у момент часу t , за рахунок його надходження, г.

У даному процесі об'єм заповнення ємності R_t є функцією часу:

$$R_t = R_0 + r t \quad (4.122)$$

де: R_0 – початкове заповнення ємності, м^3 ;

r – інтенсивність надходження водного розчину забруднення, $\text{м}^3/\text{годину}$;

t – поточний час від моменту початку надходження забруднення (заповнення ємності), годину.

Тоді очевидно, що:

$$\rho_{\pi} = \frac{G_{\pi}}{R_t} \quad (4.123)$$

$$\rho_0 = \frac{G_0}{R_0} \quad (4.124)$$

де: ρ_{π} – фонова концентрація шкідливої речовини у воді, що змінюється в часі, г/м³;

ρ_0 – початкова концентрація шкідливої речовини у воді, г/м³.

Останній член у виразі (4.121) в загальному вигляді запишеться як:

$$\delta G_{\pi} = \int_0^t g_t dt \quad (4.125)$$

де: g_t – інтенсивність надходження шкідливої речовини, що змінюється у часі, г/годину.

У разі ухвалення інтенсивності надходження забруднення на деякому тимчасовому інтервалі постійною величиною:

$$g_t = g, \quad (4.126)$$

залежність (4.125) спроститься до вигляду:

$$\delta G_{\pi} = g t \quad (4.127)$$

де: g – інтенсивність надходження шкідливої речовини, г/годину.

Введемо параметр – умовний час початкового заповнення ємності:

$$t_0 = \frac{R_0}{r} \quad (4.128)$$

і визначимо в прийнятих означених концентрацію забруднення в розчині, що поступає в ємність:

$$\rho_g = \frac{g}{r} \quad (4.129)$$

Тоді, після перетворення балансу мас (4.121) і, з урахуванням викладеного, остаточно одержимо формулу для визначення фонової концентрації:

$$\rho_{\pi} = \rho_0 - (\rho_0 - \rho_g) \frac{t}{t_0 + t} \quad (4.130)$$

Закономірності зміни фонові концентрації забруднення для досліджуваного процесу надано на рис. 4.16. Отримані результати (рис. 4.16) свідчать про те, що фонові концентрація ρ_{π} може як залишатися незмінною $\rho_o = \rho_g$, так і достатньо плавно зростати або знижуватися при різкій зміні концентрації забруднення ρ_g у розчині, що поступає. У межі при $t \rightarrow \infty$ маємо $\rho_{\pi} \rightarrow \rho_g$.

При заповненні ємності одночасно йдуть процеси надходження шкідливої речовини і його біодеструктування. Тому, безперервна в часі зміна повного балансу мас забруднення в умовах об'єму заповнення ємності, що змінюється, запишеться як:

$$G_t = G_0 + \delta G_{\pi} + \delta G_{vt} \quad (4.131)$$

де: G_t – маса забруднення в ємності у момент часу t , г;

δG_{vt} – зміна маси забруднення в ємності у момент часу t за рахунок біодеструктування, г.

Складові співвідношення (4.131) дорівнюють:

$$G_t = \rho_t R_t \quad (4.132)$$

$$\delta G_{vt} = -m_6 \int_0^t V_{\rho t} dt \quad (4.133)$$

де: ρ_t – концентрація шкідливої речовини в ємності, що змінюється у часі, г/м³;

m_6 – кількість біомаси, г;

$V_{\rho t}$ – питома швидкість біоокиснення, розрахована за концентрацією, що змінюється для нестационарного процесу ρ_t , г/Г₆ годину.

Специфічною особливістю даного процесу є концентрація біомаси μ_t , що змінюється в часі:

$$\mu_t = \frac{m_6}{\dots}$$

$$\overline{R_t} \quad (4.134)$$

Тоді з урахуванням (4.132) – (4.134) і раніше отриманих результатів баланс (4.131) перетвориться до вигляду:

$$\rho_t = \rho_{rt} - \mu_t \int_0^t V_{\rho t} dt \quad (4.135)$$

Продиференціювавши (4.135) за часом одержимо:

$$\frac{d\rho_t}{dt} = \frac{d\rho_{rt}}{dt} - \mu_t V_{\rho t} - \frac{d\mu_t}{dt} \int_0^t V_{\rho t} dt \quad (4.136)$$

Вираз (4.136) є основним диференціально-інтегральним рівнянням, що описує нестационарний процес даного типу. В порівнянні з основним диференціальним рівнянням стаціонарного процесу, рівняння (4.136) враховує не стаціонарність, що виникає як за рахунок безперервного надходження забруднення, так і в результаті зміни об'єму водного розчину шкідливої речовини. Внаслідок цього вказаний вираз включає концентрацію біомаси, що змінюється в часі, і двох додаткових членів, один з яких відображає вплив швидкості зміни фонові концентрації, а другий, що містить інтеграл – вплив інтенсивності зміни концентрації біомаси на процес біоокиснення.

У більш загальному вигляді рівняння (4.136) можливо записати як:

$$d\rho_t = d\rho_{rt} + d\rho_{vt} \quad (4.137)$$

де: $d\rho_{vt}$ – диференціал зміни концентрації за рахунок процесу біоокиснення, що враховує змінну концентрацію біомаси, г/м³.

Співвідношення (4.137) показує, що у будь-який момент часу диференціально мала зміна концентрації шкідливої речовини у воді рівна сумі алгебри диференціально малих змін концентрації за рахунок біодеградації і

фонової концентрації. Вираз (4.137) по суті є диференціальним аналогом балансу мас даного нестационарного процесу.

Структура формули для $V_{\rho t}$ не дозволяє одержати замкнуте аналітичне рішення рівняння (4.136). Тому в розділі 3 розроблений метод чисельної інтеграції, заснований на підсумовуванні аналітичних рішень для лінеаризованого $V_{\rho t}$ на диференціально малому тимчасовому інтервалі Δt . У цих умовах, що становить рівняння (4.136), яке містить інтеграл, буде диференціально мала в порівнянні з добутком $\mu_t V_{\rho t}$. Тоді, перейшовши від диференціалів до кінцевих приростів, одержимо наступний алгоритм чисельної інтеграції:

$$\Delta \rho_i = \Delta \rho_{ri} + \Delta \rho_i \quad (4.138)$$

$$\rho_{i+1} = \rho_i + \Delta \rho_i \quad (4.139)$$

$$t_{i+1} = t_i + \Delta t \quad (4.140)$$

$$R_{i+1} = R_i + r \Delta t \quad (4.141)$$

$$\mu_{i+1} = \mu_i \frac{R_i}{R_{i+1}} \quad (4.142)$$

$$\Delta \rho_{ri} = (\rho_g - \rho_i) \frac{\Delta t}{t_i + \Delta t} \quad (4.143)$$

$$\Delta \rho_{vi} = \frac{1}{\varphi_{\rho i}} (e^{-\varphi_{\rho i} \mu_i V_{\rho i} \Delta t} - 1) \quad (4.144)$$

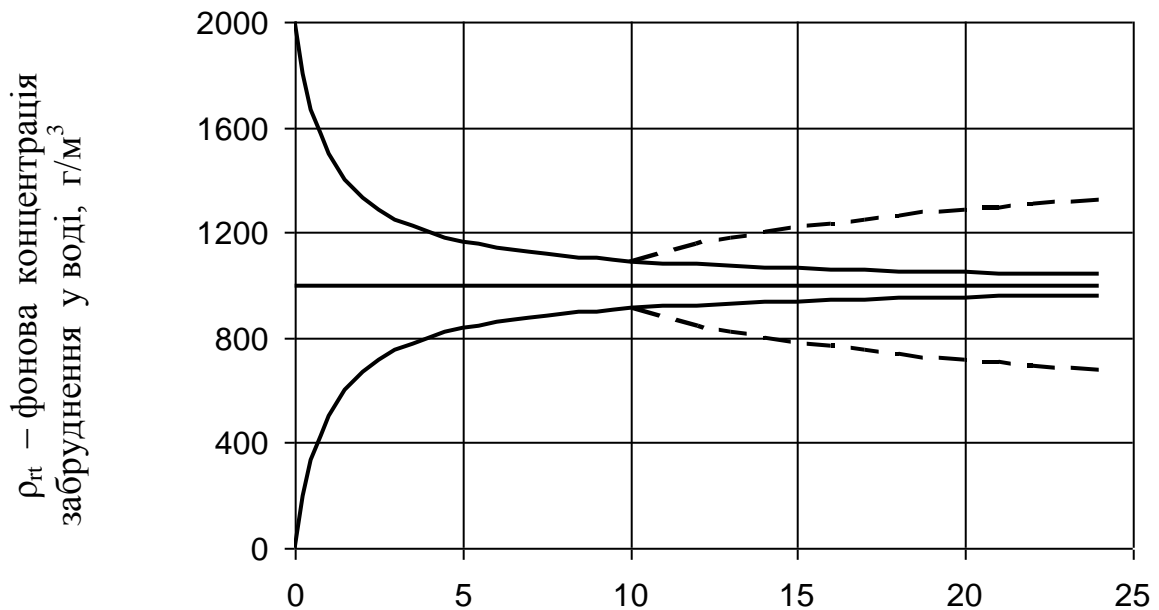
$$\varphi_{\rho i} = \frac{b}{\rho_i} - c \quad (4.145)$$

$$V_{\rho i} = a \rho_i^b e^{-c \rho_i} \quad (4.146)$$

У зв'язку із зміною розмірностей, в порівнянні з експериментом, необхідний перерахунок коефіцієнта:

$$a = 10^{-3} \cdot a^* \quad (4.147)$$

де: a^* – емпіричний коефіцієнт, визначений безпосередньо за експериментальними даними.



t – тривалість нестационарного процесу, годин

Рисунок 4.16. Вплив тривалості нестационарного процесу на фонову концентрацію забруднення в заповнюваній ємності:

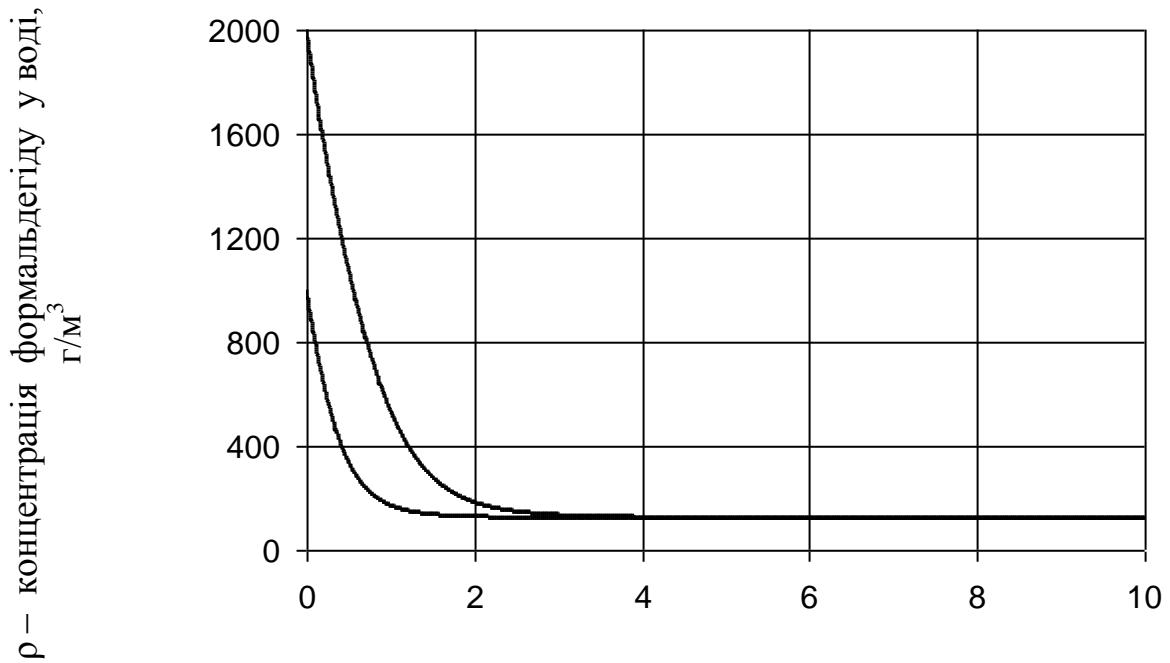
верхня суцільна крива – початкова концентрація забруднення в заповнюваній ємності $\rho_{t_0} = 2000 \text{ г/м}^3$, концентрація забруднення у воді $\rho_g = 1000 \text{ г/м}^3$, умовний час початкового заповнення, що поступає $t_0 = 1$ годин;

нижня суцільна крива – початкова концентрація $\rho_0 = 0$, $\rho_g = 1000 \text{ г/м}^3$, $t_0 = 1$ годин;

пряма лінія – $\rho_0 = \rho_g = 1000 \text{ г/м}^3$;

верхня пунктирна крива – $\rho_0 = \rho_{r(t=10)}$, $\rho_g = 1500 \text{ г/м}^3$, $t_0 = 11$ годин;

нижня пунктирна крива – $\rho_0 = \rho_{r(t=10)}$, $\rho_g = 500 \text{ г/м}^3$, $t_0 = 11$ годин.



t – тривалість нестационарного процесу, годин

Рисунок 4.17. Вплив тривалості нестационарного процесу на концентрацію формальдегіду в заповнюваній ємності (концентрація формальдегіду у воді $\rho_g = 1000 \text{ г/м}^3$, умовний час початкового заповнення, що поступає $t_0 = 1$ година, початкова концентрація біомаси в заповнюваній ємності $\mu_0 = 7,5 \text{ г/дм}^3$):

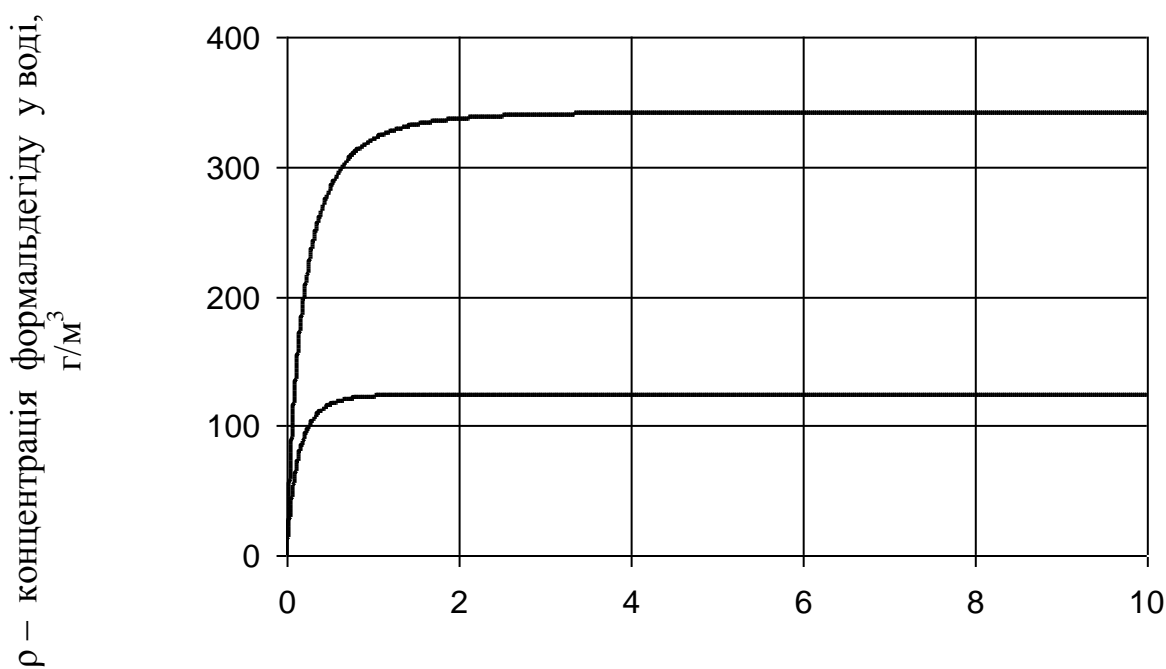
верхня крива – початкова концентрація формальдегіду в заповнюваній ємності $\rho_0 = 2000 \text{ г/м}^3$;

нижня крива – $\rho_0 = 1000 \text{ г/м}^3$.

Алгоритм чисельної інтеграції (4.138) – (4.146) є таким, що сходиться, але вимагає для досягнення достатньої точності значно меншого кроку інтеграції в порівнянні із стаціонарним процесом. Порядок помилки тієї, що допускається на кожному i – тому кроці унаслідок відкидання інтегральної складової у виразі (4.136) по відношенню до добутку $\mu_t V_{pt}$ дорівнює величині, що постійно зменшується $\Delta t / t_i$. При кроці інтеграції рівному $\Delta t = 0,005$ годин сумарна незв'язність за балансом мас забруднення для процесів із тривалістю в декілька годин не перевищувала п'ятнадцяти сотих відсотка.

Результати розрахунків анаеробного процесу біохімічного очищення від формальдегіду, розчиненого у воді, залежно від початкової концентрації забруднення в ємності ρ_0 , його концентрації в розчині, що поступає ρ_g і початкової концентрації біомаси μ_0 наведено на рис. 4.17 – 4.19.

Одержані дані свідчать про згасання інтенсивності зміни і досягнення через певний проміжок часу деякої фінальної стадії нестационарного процесу постійною концентрацією забруднення в заповнюваній ємності. Назвемо цю концентрацію ρ_p рівноважною, оскільки вона відповідає настанню динамічної рівноваги в даному нестационарному процесі.



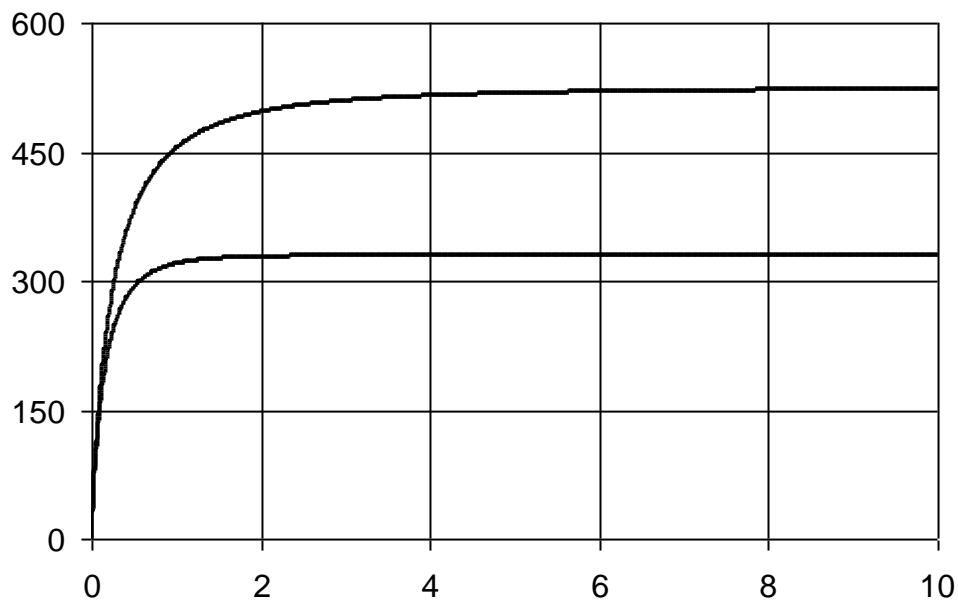
t – тривалість нестационарного процесу, годин

Рисунок 4.18. Вплив тривалості нестационарного процесу на концентрацію формальдегіду в заповнюваній ємності (початкова концентрація формальдегіду $\rho_0 = 0$, умовний час початкового заповнення, що поступає $t_0 = 1$ година, початкова концентрація біомаси в заповнюваній ємності $\mu_0 = 7,5$ г/дм³):

верхня крива – концентрація формальдегіду у воді, що поступає $\rho_g = 2000$ г/м³;

нижня крива – $\rho_g = 1000$ г/м³.

ρ – концентрація формальдегіду у воді, г/м³



t – тривалість нестационарного процесу, годин

Рисунок 4.19. Вплив тривалості нестационарного процесу на концентрацію формальдегіду в заповнюваній ємності (початкова концентрація формальдегіду $\rho_0 = 0$, умовний час початкового заповнення, що поступає $t_0 = 1$ година, концентрація формальдегіду у воді, що поступає $\rho_g = 2500$ г/м³):

верхня крива – початкова концентрація біомаси в заповнюваній ємності $\mu_0 = 7,5$ г/дм³;

нижня крива – $\mu_0 = 10$ г/дм³;

Величина рівноважної концентрації не залежить від початкових умов (рис. 4.17), збільшується із збільшенням концентрації забруднення у воді (рис. 4.18), що поступає, і зменшується при збільшенні концентрації біомаси (рис. 4.19). Відзначимо, що в приведених прикладах час повного досягнення динамічної рівноваги змінювався в межах від одного до восьми годин.

В процесі заповнення ємності на практиці можлива зміна інтенсивності надходження забруднення. На рис. 4.20 і 4.21 представлені результати розрахунку для випадків різкого зменшення і збільшення концентрації розчину формальдегіду, що поступає, відповідно.

Порівняльний аналіз даних рис. 4.20 і 4.21 свідчить про вищу інтенсивність процесу в установці для варіанту з подальшим зменшенням інтенсивності надходження забруднення. Ефект виявляється у відмінності кінцевих концентрацій нестационарної стадії процесу, що є одночасно початковими концентраціями для стаціонарної стадії без надходження забруднення. Ця стадія скоротилася більш ніж на годину (рис. 4.20).

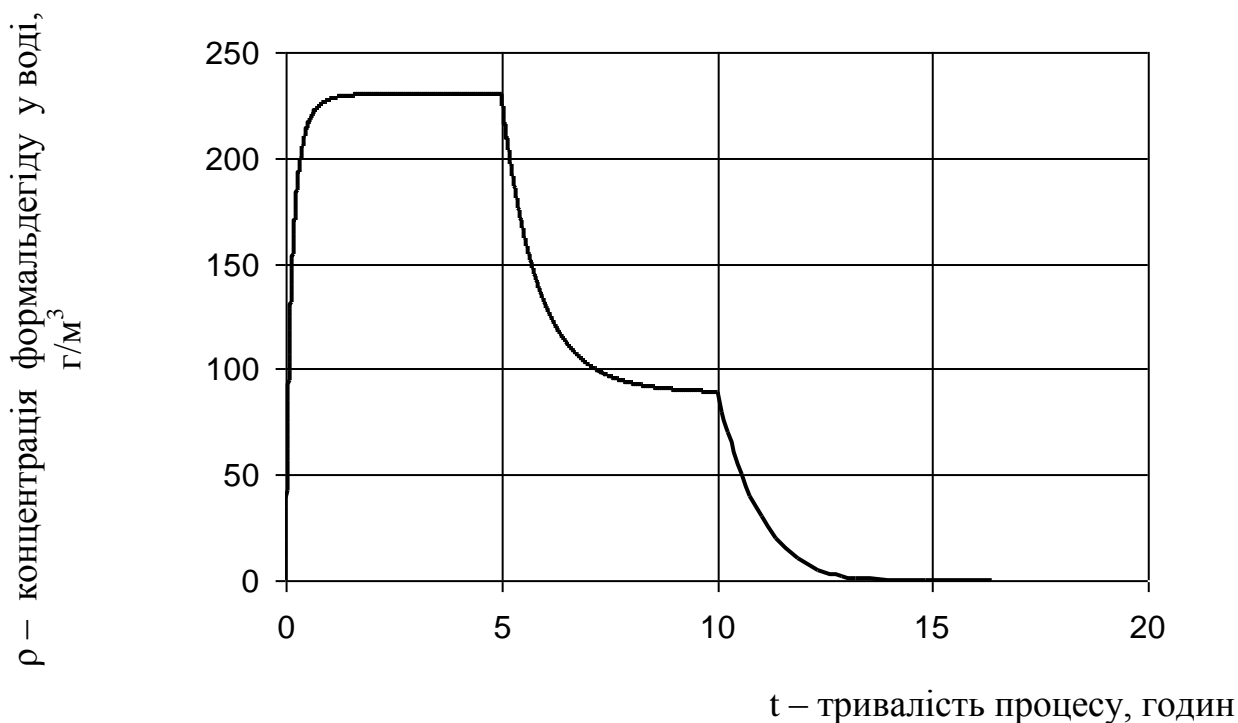


Рисунок 4.20. Вплив тривалості процесу на концентрацію формальдегіду в заповнюваній ємності (початкова концентрація формальдегіду $\rho_0 = 0$, умовний час початкового заповнення $t_0 = 1$ година, початкова концентрація біомаси в заповнюваній ємності $\mu_0 = 10$ г/дм³):

ділянка кривої 0÷5 годин – концентрація формальдегіду у воді, що поступає $\rho_g = 2000$ г/м³;

ділянка кривої 5÷10 годин – концентрація формальдегіду у воді, що поступає $\rho_g = 1000$ г/м³;

ділянка кривої 10 годин і більш – стаціонарний процес біохімічного очищення (без надходження води з розчиненим формальдегідом).

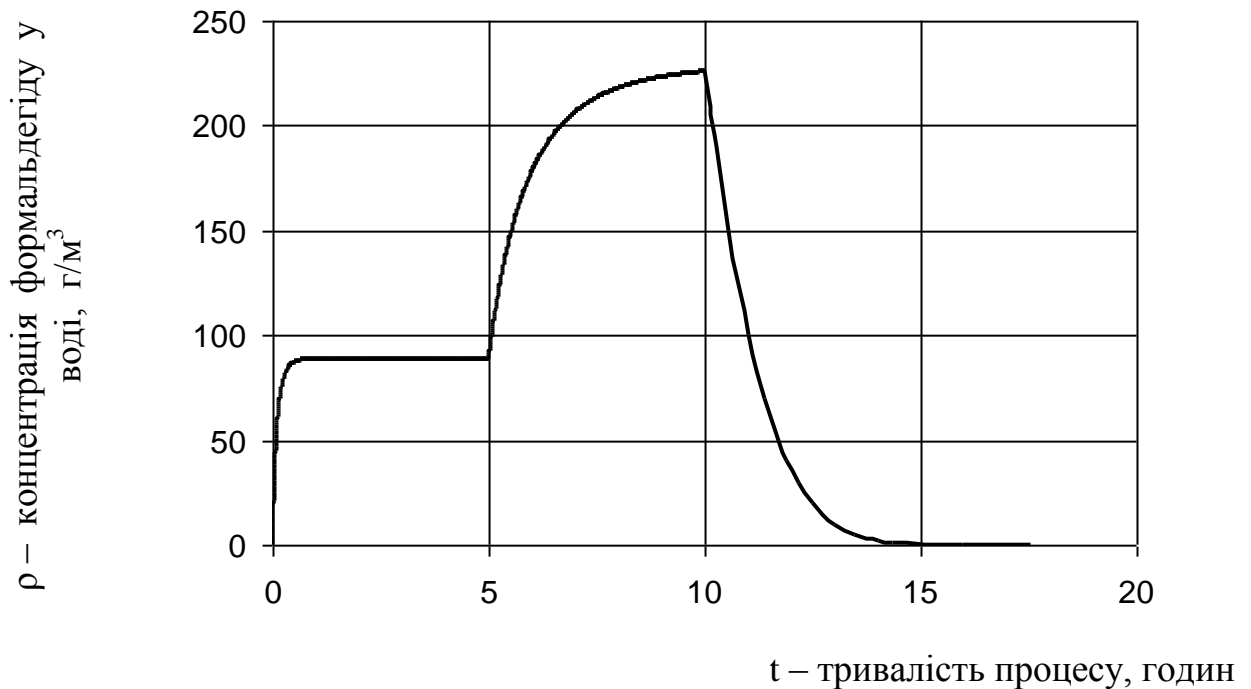


Рисунок 4.21. Вплив тривалості процесу на концентрацію формальдегіду в заповнюваній ємності (початкова концентрація формальдегіду $\rho_0=0$, умовний час початкового заповнення $t_0=1$ година, початкова концентрація біомаси в заповнюваній ємності $\mu_0 = 10$ г/дм³):

- ділянка кривої 0÷5 годин – концентрація формальдегіду у воді $\rho_g=1000$ г/м³, що поступає ;
- ділянка кривої 5÷10 годин – концентрація формальдегіду у воді $\rho_g=2000$ г/м³, що поступає ;
- ділянка кривої 10 годин і більш – стаціонарний процес біохімічного очищення (без надходження води з розчиненим формальдегідом).

Як вказувалося, специфіка нестационарного процесу полягає в зменшенні концентрації біомаси у міру заповнення ємності. Збігу у часі вищої концентрації біомаси з періодом більшої інтенсивності надходження забруднення (рис. 4.20) відповідає більший об'єм біодеструктурованої шкідливої речовини, чим при зворотному співвідношенні (рис. 4.21).

Якісно на велику ефективність процесу з подальшим зменшенням концентрації формальдегіду у воді (рис. 4.20), що поступає, вказує наявність спадаючої ділянки на кривій для нестационарного процесу.

Дані рис. 4.20 і 4.21 свідчать також про те, що при завершенні нестационарного процесу в цілому рівноважна концентрація не досягалася унаслідок концентрації біомаси, що зменшилася.

Динамічна рівновага визначається умовою:

$$d\rho_{ri} + d\rho_{vi} = 0 \quad (4.148)$$

або в кінцевих приростах:

$$\Delta\rho_{ri} + \Delta\rho_{vi} = 0 \quad (4.149)$$

Назвемо питомою швидкістю надходження забруднення в біореактор V_g масу шкідливої речовини, що подається в ємність в одиницю часу на одиницю біомаси:

$$V_g = \frac{g}{m_b} \quad (4.150)$$

або:

$$V_g = \frac{\rho_g}{\mu_0 t_0} \quad (4.151)$$

При $\Delta t \rightarrow 0$ допустимо:

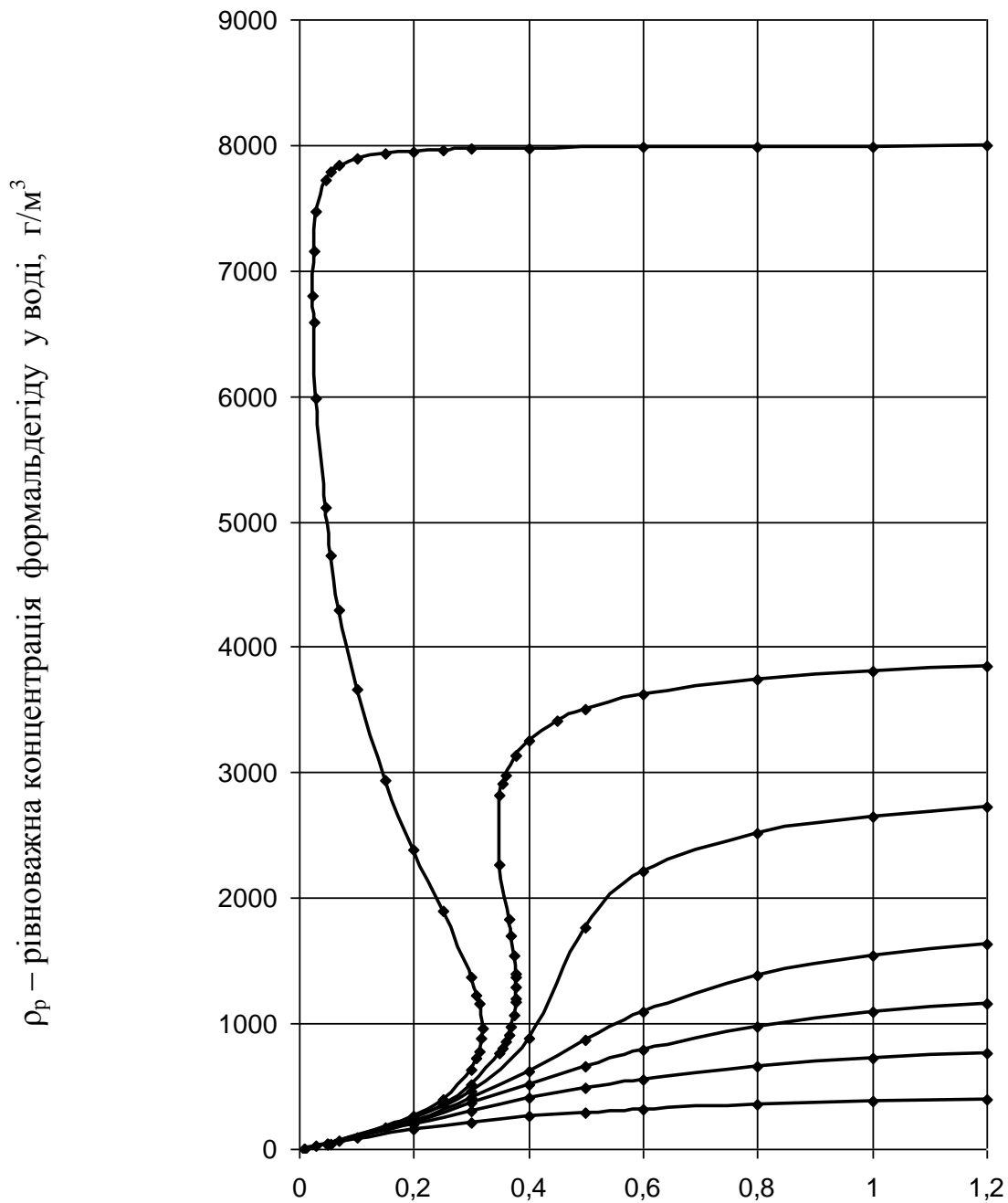
$$\Delta\rho_{vi} = -\mu_i V_{ri} \Delta t \quad (4.152)$$

$$\Delta\rho_{ri} = (\rho_g - \rho_i) \frac{\Delta t}{t_i} \quad (4.153)$$

Тоді з (4.149), (4.152) і (4.153) одержимо залежність для розрахунку рівноважної концентрації забруднення:

$$\rho_p = \rho_g \left(1 - \frac{V_{pp}}{V_g} \right) \quad (4.154)$$

де: V_{pp} – питома швидкість біоокиснення, визначена для рівноважної концентрації шкідливої речовини, г/г₆ годину.



V_g – питома швидкість надходження формальдегіду, г/г₆ годин

Рисунок 4.22. Діаграма рівноважних станів при нестационарному процесі, що характеризується одночасною деструкцією формальдегіду і заповненням місткості його розчином у воді: концентрація формальдегіду в розчині, що поступає, для кривих зверху вниз відповідно – $\rho_g = 8000; 4000; 3000; 2000; 1500; 1000; 500$ г/м³.

На рис. 4.22 надано діаграму рівноважних станів анаеробного процесу біоочищення води від розчиненого в ній формальдегіду, що розраховано за формулою (4.154). Аналіз даних рис. 4.22 і структури формули (4.154) показує, що залежно від співвідношення пари параметрів – концентрації формальдегіду у воді, що поступає ρ_g і питомої швидкості надходження формальдегіду V_g – на діаграмі слід розрізнити чотири зони.

Першу зону можна назвати зоною реалізації активного нестационарного процесу біоочищення. Вона характеризується досягненням рівноважних концентрацій в ємності ρ_p істотно менших, ніж концентрація розчину, що поступає ρ_g . Активний нестационарний процес здійснюється у області одночасного виконання співвідношень $\rho_g < 3588,7 \text{ г/м}^3$ та $V_g < 0,4044 \text{ г/Г}_6$ годину.

Друга зона – зона існування пасивного нестационарного процесу біоочищення. Вона характеризується значеннями рівноважних концентрацій в ємності ρ_p практично рівними або близькими до значень концентрації розчину, що поступає ρ_g . Пасивний нестационарний процес виникає при одночасному виконанні співвідношень $\rho_g > 3588,7 \text{ г/м}^3$ та $V_g > 0,4044 \text{ г/Г}_6$ годину.

Третя зона по відношенню до вказаних вище двох зон займає проміжне положення за наявності ефекту біоочищення в процесі заповнення місткості. Величини ρ_g та ρ_p можуть бути як достатньо близькими, так і істотно відрізнитися. Область існування цієї зони – $\rho_g < 3588,7 \text{ г/м}^3$ та $V_g > 0,4044 \text{ г/Г}_6$ годину.

У розглянутих трьох областях співвідношень параметрів ρ_g та V_g кожній такій парі відповідає єдине значення рівноважної концентрації ρ_p , що є рішенням рівняння (4.154). Для четвертої зони, де $\rho_g > 3588,7 \text{ г/м}^3$ та $V_g < 0,4044 \text{ г/Г}_6$ годину, рівняння (4.154) має три рішення, тобто можливі три рівноважні стани. При цьому одне з них відповідає активному нестационарному процесу, друге – пасивному, а третє займає проміжне положення. Реалізація того або іншого варіанту рівноважного стану залежить від співвідношення таких параметрів процесу, як концентрація забруднення в

розчині, що поступає ρ_g і початкова концентрація біомаси μ_0 . Відносно великі ρ_g і малі μ_0 призведуть до пасивного, а зворотне їх співвідношення – до активного нестационарного процесу. Можливий дрейф від одного рівноважного стану до іншого в результаті різкої зміни інтенсивності надходження забруднення.

Знайдені закономірності слід враховувати при виборі проектних параметрів установки. Переважним є активний режим, коли вже на етапі заповнення ємності має місце істотний ефект біоочищення.

Очевидно, що у разі досягнення динамічної рівноваги, шукана характеристика процесу – концентрація шкідливої речовини в ємності дорівнює:

$$\rho_j = \rho_p \quad (4.155)$$

а ρ_p розраховується за співвідношенням (4.154).

Проте, при недостатній для досягнення динамічної рівноваги тривалості процесу біоочищення (часу заповнення ємності), його кінцевий стан можна визначити тільки розрахувавши хід всього процесу.

Викладений вище підхід (4.138) – (4.146) є універсальним рішенням, що дозволяє розраховувати процес біоочищення в будь-якій фазі, включаючи рівноважний стан. Разом з тим, раніше показано, що розрахувати рівноважний стан можна точно і набагато простіше за формулою (4.154).

Тому, розглянемо можливість спрощення розрахунку процесу біоочищення, не ставлячи завдання одночасного визначення рівноважного стану. Для цього представимо дискретну зміну балансу мас забруднення в ємності за кінцевий проміжок часу δt_i і зміні концентрації при цьому рівному $\delta \rho_i$. Тоді, визначивши подальші значення часу t_{i+1} , концентрації ρ_{i+1} і об'єму заповнення місткості R_{i+1} за їх попередніх значеннях як:

$$t_{i+1} = t_i + \delta t_i \quad (4.155)$$

$$\rho_{i+1} = \rho_i + \delta\rho_i \quad (4.156)$$

$$R_{i+1} = R_i + r \delta t_i \quad (4.157)$$

можна за аналогією з викладеним раніше записати:

$$G_{i+1} = G_i + \delta G_{ri} + \delta G_{vi} \quad (4.158)$$

$$G_{i+1} = \rho_{i+1} R_{i+1} \quad (4.159)$$

$$G_i = \rho_i R_i \quad (4.160)$$

$$\delta G_{ri} = g \delta t_i \quad (4.161)$$

$$\delta G_{vi} = -m_6 V_{ci} \delta t_i \quad (4.162)$$

У виразі (4.162) використовується усереднена питома швидкість біоокиснення:

$$V_{ci} = \frac{V_{i+1} + V_i}{2} \quad (4.163)$$

де: V_{i+1} та V_i – питомі швидкості біоокиснення, визначені за концентраціями ρ_{i+1} та ρ_i відповідно, г/г₆ годину.

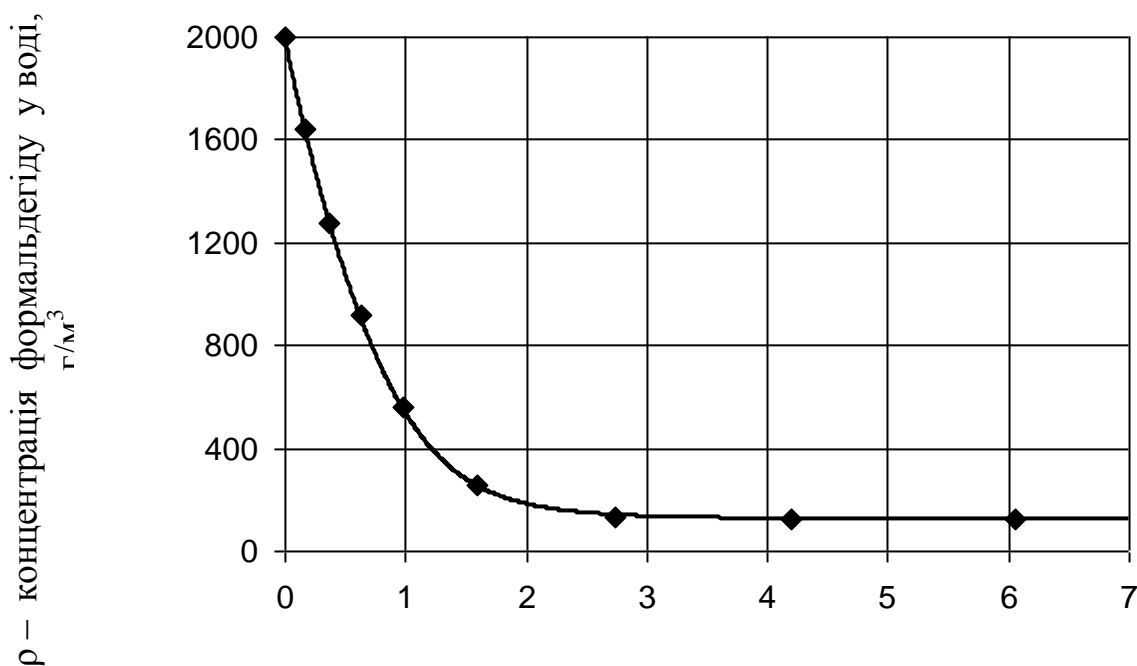
Після перетворень одержимо наближену рекурентну формулу для розрахунку відрізка часу δt_i , необхідного для зміни концентрації в ємності на величину $\delta\rho_i$:

$$\delta t_i = \frac{\delta\rho_i (t_0 + t_i)}{\rho_g \left(1 - \frac{V_{ci}}{V_g}\right) - \rho_i - \delta\rho_i} \quad (4.164)$$

Формула (4.164) не дає рішення безпосередньо для рівноважної концентрації, оскільки при цьому розрахунок за (4.164) призводить до $\delta t_i \rightarrow \infty$.

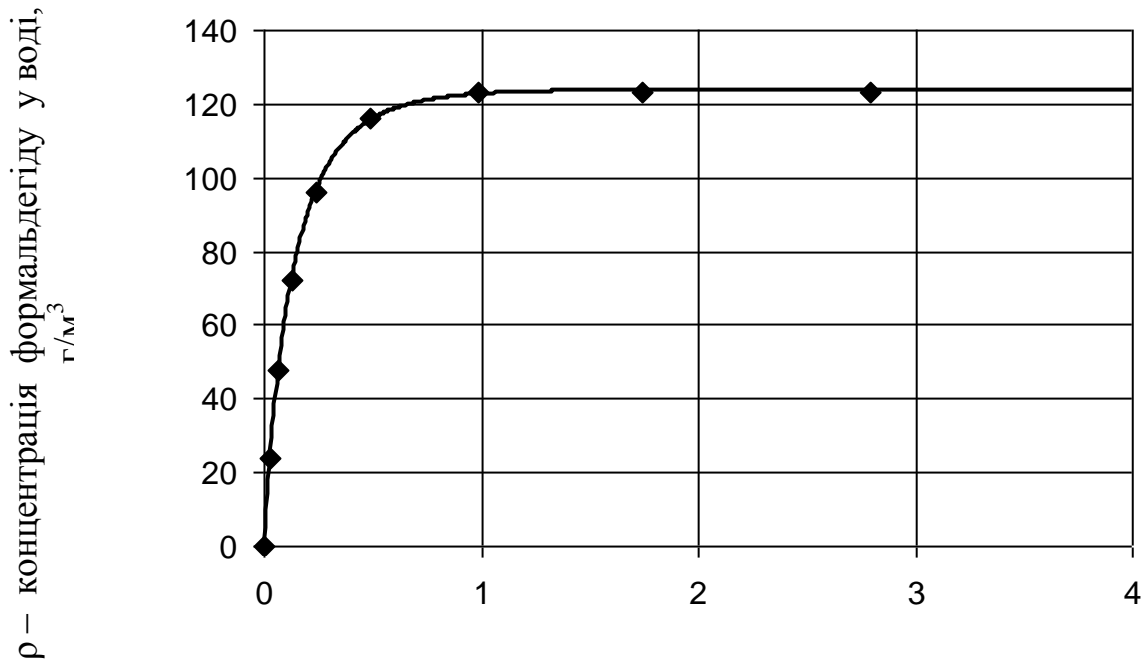
Разом з тим, як показали результати розрахунків, наведені на рис. 4.23 та рис. 4.24, залежність (4.164) добре описує зміну концентрації за період часу аж до стану дуже близького до динамічної рівноваги.

Практично, достатня для інженерних розрахунків точність досягнута при розділенні на вісім інтервалів можливої зміни концентрації від її початкового значення c_0 (рівного нулю за відсутності повторного використання води) до значення, меншого, ніж рівноважне ρ_p , на дуже малу величину. При цьому, для отримання рівномірного розподілу розрахункових крапок, останні три інтервали повинні складати в сумі близько одного відсотка вказаного максимального діапазону зміни концентрації.



t – тривалість нестационарного процесу, годин

Рисунок 4.23. Вплив тривалості нестационарного процесу на концентрацію формальдегіду в заповнюваній ємності (початкова концентрація формальдегіду $\rho_0 = 2000 \text{ г/м}^3$, умовний час початкового заповнення $t_0 = 1$ годину, початкова концентрація біомаси в заповнюваній ємності $\mu_0 = 7,5 \text{ г/дм}^3$, концентрація формальдегіду у воді, що поступає $\rho_g = 1000 \text{ г/м}^3$):
 крива – результати числової інтеграції (рис. 4.17);
 крапки – розрахунки за наближеною формулою.



t – тривалість нестационарного процесу, годин

Рисунок 4.24. Вплив тривалості нестационарного процесу на концентрацію формальдегіду в заповнюваній ємності (початкова концентрація формальдегіду $\rho_0 = 0 \text{ г/м}^3$, умовний час початкового заповнення $t_0 = 1$ годину, початкова концентрація біомаси в заповнюваній ємності $\mu_0 = 7,5 \text{ г/дм}^3$, концентрація формальдегіду у воді, що поступає $\rho_g = 1000 \text{ г/м}^3$):

крива – результати числової інтеграції (рис. 4.18).

Таким чином, у разі недостатньої для досягнення рівноважного стану тривалості j -тої стадії нестационарного процесу t_j , шуканий параметр – концентрація забруднення в ємності при завершенні даної стадії ρ_j – може бути визначена з використанням рекурентної наближеної формули (4.164). Практично для п'яти – семи інтервалів задаються такі рівні значення δr_i , для яких при послідовному розрахунку за формулою (4.164) виконується умова:

$$t_j = \sum \delta t_i \quad (4.165)$$

і тоді шуканий параметр дорівнює:

$$\rho_j = \sum \delta \rho_i \quad (4.166)$$

Значення концентрації забруднення при завершенні j -тої стадії є початковою умовою, необхідною для розрахунку або подальшої нестационарної стадії з іншими параметрами, або завершуючого стаціонарного процесу.

Викладений вище підхід, заснований на наближеній рекурентній формулі (4.164), може бути рекомендований для інженерних розрахунків, як такий, що поєднує достатню точність та простоту методики.

4.4.3 Характеристика установки, як об'єкту проектування

Параметри, що характеризують процес біохімічного очищення від забруднення, розчиненого у воді, як об'єкт проектування можна розділити на ті, що задаються і розрахункові.

У реалізованому підході проектними параметрами, що задаються, є: інтенсивність надходження маси забруднення в ємність g_j ; інтенсивність надходження об'єму водного розчину шкідливої речовини в ємність r_j ; кількість біомаси m_b ; початковий об'єм заповнення ємності R_0 ; початкова концентрація забруднення в ємності ρ_0 ; тривалість нестационарної стадії заповнення ємності t_j ; концентрація шкідливої речовини в ємності у момент завершення стаціонарної стадії процесу біоочищення.

Тут і надалі індекс нумерує стадію процесу і відноситься до її завершення. Рівність $j = k$ відповідає завершенню процесу в цілому.

У комплексі, чисельні значення наведеного вище набору параметрів є проектним рішенням, що вимагає оцінки його ефективності. Найбільш ефективний варіант проектного рішення визначається шляхом аналізу і

зіставлення розрахункових проектних параметрів, одержаних на основі тих, що задаються.

Розрахункові проектні параметри можуть характеризувати як установку в цілому, так і власне процес біохімічного очищення.

Основним розрахунковим проектним параметром, що відноситься до власне процесу біоочищення, є середня за об'ємом ємності концентрація забруднення при завершенні кожної нестационарної стадії процесу ρ_j . Методику її розрахунку викладено у розділі 4.4.2. Значення концентрації забруднення при завершенні j -ої стадії є початкова умова, що є необхідною для розрахунку або подальшої нестационарної стадії з іншими параметрами або завершуючого стаціонарного процесу.

Завершення кожної стадії процесу характеризується своїм об'ємом заповнення ємності:

$$R_j = R_0 + \sum r_j t_j \quad (4.167)$$

і концентрацією біомаси:

$$\mu_j = \frac{m_b}{R_j} \quad (4.168)$$

В період заповнення ємності на кожній стадії в неї поступає маса шкідливої речовини, що дорівнює:

$$\delta G_{rj} = g_j t_j \quad (4.169)$$

Сумарна маса шкідливої речовини, що поступила в ємність протягом всього процесу біоочищення, визначається як:

$$G_r = \rho_0 R_0 + \sum \delta G_{rj} \quad (4.170)$$

Важливими розрахунковими параметрами, що спільно визначають можливість реалізації активного або пасивного нестационарного процесу, є питома швидкість надходження забруднення:

$$V_{gj} = \frac{g_j}{m_6} \quad (4.171)$$

і його концентрація в розчині, що поступає:

$$\rho_{gj} = \frac{g_j}{r_j} \quad (4.172)$$

Об'єм ємності R , необхідний для здійснення проектованого процесу біоочищення, відноситься до параметрів установки. Він визначається за формулою (4.167) при $j = k - 1$. При цьому маса шкідливої речовини, що знаходиться в ємності на момент завершення всього процесу біоочищення, дорівнює:

$$G = \rho_k R \quad (4.173)$$

Абсолютна і відносна ефективність біоочищення в установці оцінюється відповідно видаленою масою забруднення:

$$\delta G_v = G_r - G \quad (4.174)$$

і ступенем очищення:

$$\eta = \frac{(G_r - G) 100}{G_r} \quad (4.175)$$

Очевидно, що загальна тривалість процесу дорівнює:

$$t_n = \sum t_j \quad (4.176)$$

Як розрахункові проектні параметри інтенсивності біоокиснення в установці прийняті: продуктивність за об'ємом переробленого водного розчину N ; середня питома на одиницю об'єму ємності біоокиснювальна потужність W ; середня питома швидкість біоокиснення V . Ці параметри визначаються за формулами:

$$N = \frac{R - R_0}{t_n} \quad (4.177)$$

$$W = \frac{\delta G_v}{R t_n} \quad (4.178)$$

$$V = \frac{\delta G_v}{m_0 t_n} \quad (4.179)$$

Задавшись діаметром і прийнявши циліндрову форму ємності, можна розрахувати її висоту за елементарною формулою.

Систематизована для практичного використання розроблена методика розрахунку проектних параметрів процесу біохімічного очищення від забруднення, розчиненого у воді.

Проаналізуємо основні особливості процесу біоокиснення даного вигляду, як об'єкту проектування. Для цього оцінимо спостережувані ефекти при зміні тривалості заповнення ємності, тобто зміні її робочого об'єму, і зміні інтенсивності надходження забруднення при незмінній початковій кількості біомаси.

У табл. 4.5 наведено результати розрахунків стосовно анаеробного біоокиснення формальдегіду до повного його видалення. Наведені дані демонструють практично пропорційне збільшення тривалості стаціонарної стадії процесу при збільшенні об'єму ємності. Цей ефект пояснюється відповідним зменшенням концентрації біомаси і, отже, інтенсивності стаціонарного процесу. В цілому тривалості стаціонарних стадій відносно невеликі тому, як в усіх варіантах реалізується активний нестаціонарний процес з невисокими концентраціями по його завершенню.

Слід зазначити значне зменшення середньої питомої біоокиснювальної потужності із зростанням робочого простору, в якому відбувається завершуюча стадія процесу. Ця обставина свідчить про економічну недоцільність нелімітованого збільшення об'єму ємності. Його величина, за наявності в установці двох ємностей, що забезпечують технологічну безперервність, обмежена виконанням співвідношення:

$$t_3 \geq t_y + t_T + t_k$$

де: t_3 – тривалість заповнення ємності, годин;

t_y – тривалість видалення регенованої води з ємності, годин;

t_T – тривалість технічного обслуговування ємності, годин;

t_k – тривалість кінцевої стаціонарної стадії процесу при заповненій ємності, годин.

Знак рівності в співвідношенні (4.180) відповідає мінімальному об'єму, що забезпечує технологічну безперервність. Описана вище закономірність вказує на те, що мінімальний об'єм в цих умовах одночасно відповідатиме максимальній питомій біоокиснювальній потужності. Таким чином, розрахунковий мінімальний об'єм можна вважати оптимальним проектним вибором.

У табл. 4.6 наведено результати розрахунків стосовно анаеробного біоокиснення формальдегіду для випадку двох стадій нестационарного процесу з різною інтенсивністю надходження забруднення в процесі заповнення ємності. Тривалості стадій прийнято рівними, задано повне видалення забруднення при незмінному об'ємі ємності та початковій кількості біомаси.

З наведених даних виходить, що збільшенню інтенсивності надходження формальдегіду на другій стадії відповідає велика тривалість стаціонарного процесу. Його величина може перевищувати тривалість заповнення ємності. Цей ефект пояснюється виходом співвідношення параметрів ρ_{gj} та V_{gj} за межі області реалізації активного нестационарного процесу і, як наслідок, високими концентраціями забруднення до моменту заповнення ємності.

Порівняння варіантів з різною інтенсивністю надходження формальдегіду на другій стадії нестационарного процесу показує, що збільшенню маси забруднення, що надійшла в ємність, відповідає відносно менше збільшення загальної тривалості процесу.

Таблиця 4.5 – Варіанти реалізації процесу анаеробного біоокиснення формальдегіду у воді при постійній інтенсивності його надходження в ємність

Проектні параметри установки											
Варіант	Параметри ємності				Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення			
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R ₀ – початкове заповнення, м ³	m _б – кількість біомаси, г	δG _v – видалена маса формальдегіду, г	η – ступінь очищення, %	t _n – тривалість процесу, годин	N – продуктивність за об'ємом водного розчину, м ³ /годину	W – середня питома потужність біоокиснення, г/м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г _б годину
1	3	0,849	6	1	30000	15000	100	6,18	0,8095	404,7	0,08095
2	3,5	1,143	11	1	30000	30000	100	12,16	0,8225	224,3	0,08225
3	4	1,273	16	1	30000	45000	100	18,14	0,827	155,1	0,0827
Проектні параметри процесу біоочищення											
Стадія процесу	j – індекс стадії	Варіант	Процес заповнення ємності				Завершення стадії процесу				
			Γ _j – інтенсивність надходження водного розчину, м ³ /годин	g _j – інтенсивність надходження формальдегіду, г/годину	ρ _{gj} – концентрація формальдегіду, що поступає, г/м ³	V _{gj} – питома швидкість надходження формальдегіду, г/г _б годину	δG _{гj} – маса формальдегіду, що поступила, г	t _j – тривалість стадії, годин	μ _j – концентрація біомаси, г/м ³	ρ _j – концентрація формальдегіду, г/м ³	
Початковий стан – часткове заповнення ємності, формальдегід не поступає	0	1	0	0	0	0	0	0	0	30000	0
		2	0	0	0	0	0	0	0	30000	0
		3	0	0	0	0	0	0	0	30000	0
Нестационарний процес – ємність заповнюється, формальдегід поступає з постійною інтенсивністю	1	1	1	3000	3000	0,1	15000	5	5000	95,5	
		2	1	3000	3000	0,1	30000	10	2727	95,5	
		3	1	3000	3000	0,1	45000	15	1875	95,5	
Стационарний процес – ємність заповнена формальдегід не поступає	2	1	0	0	0	0	0	1,18	5000	0	
		2	0	0	0	0	0	2,16	2727	0	
		3	0	0	0	0	0	3,14	1875	0	

Таблиця 4.6 – Варіанти реалізації процесу анаеробного біоокиснення формальдегіду у воді при інтенсивності його надходження, що змінюється, в ємність

Проектні параметри установки											
Варіант	Параметри ємності				Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення			
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R ₀ – початкове заповнення, м ³	m ₆ – кількість біомаси, г	δG _v – видалена маса формальдегіду, г	η – ступінь очищення, %	t _n – тривалість процесу, годин	N – продуктивність за об'ємом водного розчину, м ³ /годину	W – середня питома потужність біоокиснення, г/м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г ₆ годину
1	4,5	1,32	21	1	10000	60000	100	38,66	0,5173	73,91	0,1552
2	4,5	1,32	21	1	10000	70000	100	41,37	0,4835	80,58	0,1692
3	4,5	1,32	21	1	10000	80000	100	44,52	0,4493	85,58	0,1797
Проектні параметри процесу біоочищення											
Стадія процесу	j – індекс стадії	Варіант	Процес заповнення ємності					Завершення стадії процесу			
			г _j – інтенсивність надходження водного розчину, м ³ /годин	g _j – інтенсивність надходження формальдегіду, г/годину	ρ _{gj} – концентрація формальдегіду, що поступає, г/м ³	g _j – інтенсивність надходження формальдегіду, г/годину	г _j – інтенсивність надходження водного розчину, м ³ /годин	t _j – тривалість стадії, годин	г _j – інтенсивність надходження водного розчину, м ³ /годин	g _j – інтенсивність надходження формальдегіду, г/годину	
Початковий стан – часткове заповнення ємності, формальдегід не поступає	0	1	0	0	0	0	0	0	0	10000	0
		2	0	0	0	0	0	0	0	10000	0
		3	0	0	0	0	0	0	0	10000	0
Нестационарний процес – ємність заповнюється, формальдегід поступає з j-ю постійною інтенсивністю	1	1	1	2000	2000	0,2	20000	10	909,1	229,3	
		2	1	2000	2000	0,2	20000	10	909,1	229,3	
		3	1	2000	2000	0,2	20000	10	909,1	229,3	
Нестационарний процес – ємність заповнюється, формальдегід поступає з j-ю постійною інтенсивністю	2	1	1	4000	4000	0,4	40000	10	476,2	764,8	
		2	1	5000	5000	0,5	50000	10	476,2	1224,8	
		3	1	6000	6000	0,6	60000	10	476,2	1796,8	
Стационарний процес – ємність заповнена, формальдегід не поступає	3	1	0	0	0	0	0	18,66	476,2	0	
		2	0	0	0	0	0	21,37	476,2	0	
		3	0	0	0	0	0	24,52	476,2	0	

В результаті має місце помітне збільшення біоокиснювальної потужності W і зменшення продуктивності за переробленим обсягом водного розчину шкідливої речовини N .

В цілому, отримані результати в кількісному відношенні свідчать про необхідність обліку зміни інтенсивності надходження забруднення в процесі заповнення ємності.

Важливо відзначити, що наведені у табл. 4.6 проектні варіанти не можуть бути рекомендовані для реалізації через невиконання умови (4.180). Прийнятне проектне рішення в цьому випадку можна одержати шляхом відповідного збільшення об'єму ємності.

Вплив такого інтенсифікуючого процес параметра, як кількість біомаси очевидно. Зокрема, збільшенням початкової кількості біомаси можна добитися переходу в область активного нестационарного процесу.

Таким чином, існує можливість робити вплив на характеристики установки біоокиснення шкідливої речовини, розчиненої у воді, як на етапі проектування, так і в процесі експлуатації.

На етапі проектування ефективність установки можна змінювати шляхом вибору об'єма ємності. При цьому необхідно прагнути до мінімального об'єму, що забезпечує дотримання умов технологічної безперервності процесу.

В процесі експлуатації можливо поліпшення характеристик установки за рахунок зміни початкової кількості біомаси в період технічного обслуговування.

4.5 Вдосконалення установок біохімічного очищення в мережах водовідведення та визначення їх проектних параметрів

4.5.1 Установа комплексного біоочищення від газоподібних забруднень, таких, що розчиняються і не розчиняються у воді

Проведені експериментальні дослідження показали принципову можливість створення ефективної двоюрисної промислової установки для комплексного очищення від газоподібних викидів з каналізаційних мереж, які розчиняються (H_2S , SO_2 , NH_3) та не розчиняються (CH_4) у воді.

Для послідовного очищення газоподібних викидів, що містять H_2S , SO_2 , NH_3 та CH_4 слід використовувати біологічну установку, висота якої дозволяє просторово розділити мікробіоценози, що окиснюють H_2S , SO_2 та NH_3 (у яких домінують тіобацили і нітрифікуючі) і що окиснюють CH_4 (у яких домінують метанотрофні мікроорганізми). Фактично, така установка включатиме два біореактори: один – для окиснення газоподібних домішок, що добре розчиняються у воді (H_2S , SO_2 , NH_3), другий – для окиснення метану, що погано розчиняється у воді (CH_4). У кожному реакторі, для досягнення ефективного біодеструктування забруднень, необхідно використовувати завантаження із імобілізованими мікроорганізмами.

У нижній зоні (першому біореакторі) після інокуляції шляхом автоселекції в середовищі з H_2S та NH_3 формується мікробіоценоз, в якому домінують хемолітоавтотрофні бактерії – тіобацили та нітрифікуючі. У верхній зоні (другому біореакторі) необхідно культивувати метанотрофні бактерії.

Технологічна схема установки, заснованої на вказаному принципі наведена на рис. 4.25.

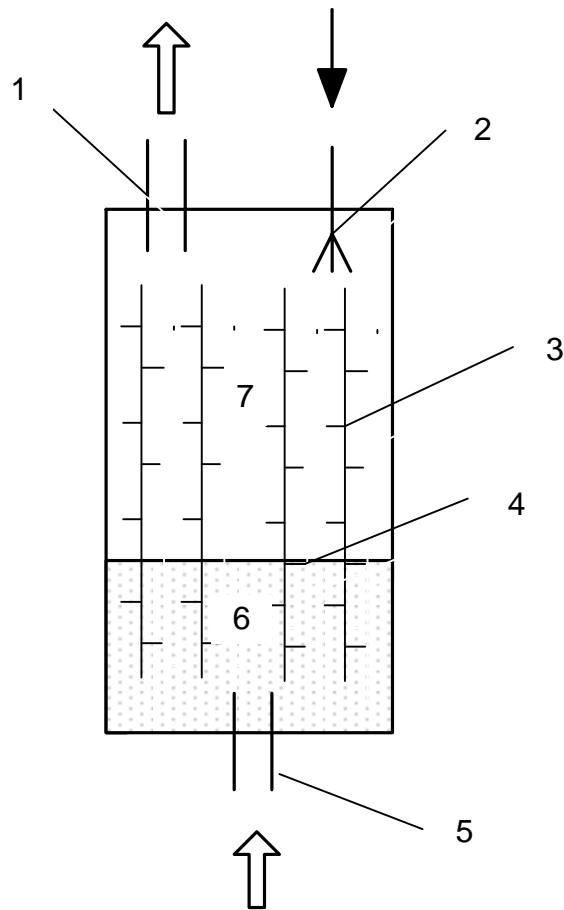


Рисунок 4.25 Технологічна схема установки для біотехнологічного очищення газових викидів з каналізаційних мереж :

1 – відведення очищеного газового викиду; 2 – дозатор живильного середовища; 3 – біореактор з імобілізованими мікроорганізмами; 4 – умовна межа між зоною окиснення H_2S , SO_2 і NH_3 і зоною окиснення CH_4 ; 5 – газові викиди, що надходять; 6 – зона окиснення H_2S , SO_2 і NH_3 – перша секція (нижній біореактор); 7 – зона окиснення CH_4 – друга секція (верхній біореактор).

Газ (5), що очищається, подається в нижню зону (6) установки – нижній біореактор. За своїми технологічними характеристиками ця зона поєднує в собі властивості абсорбера і біореактора з омиваним шаром.

Як фільтруюче завантаження і підкладка для імобілізації мікроорганізмів в нижній зоні біореактора можна використовувати різні носії, стійкі до високих (до 10%) концентрацій сірчаної кислоти, наприклад,

лавсанові йорші. Досвід експлуатації лабораторної установки свідчить про те, що висока ефективність досягається при завантаженні, що займає відносно малий об'єм в робочому просторі біореактора. Внаслідок цього буде невеликий і внутрішній аеродинамічний опір, що дозволяє використовувати для подачі газоповітряної суміші вентилятор низького тиску.

Вологості газових викидів з каналізаційних мереж достатньо для створення необхідних умов розвитку мікроорганізмів в плівковій волозі. Проте, цей біореактор зволожується також живильним середовищем, що подається у верхню зону установки. Разом з живильним середовищем в нижній біореактор подаються необхідні для хеміліотрофних процесів біогенні елементи в мінеральних сполуках. Крім того, азот і сірка надходять із газоподібними викидами.

Гази, що добре розчиняються у воді, – H_2S , SO_2 та NH_3 , як свідчить досвід застосування біоскруберів, легко переходять у водну фазу. Погано розчинний у воді CH_4 , минуючи нижню зону біореактора, поступатиме у верхню зону, що за своїми технологічними характеристиками є біореактором з омиваним шаром та імобілізованими на ньому мікроорганізмами. У ньому може бути використане завантаження з того ж матеріалу і з тим же відносним об'ємом, що і в нижньому біореакторі. Живильне середовище подається дозатором через спринклерний пристрій (2) зверху назустріч потоку (5) газової суміші, що очищається. Очищений газ відводиться через штуцер (1) у верхній частині біореактора.

У водне середовище для зрошування необхідно вводити карбонат/бікарбонат натрію або карбонат кальцію для стабілізації рН середовища, оскільки окиснення відновлених сірко- і азотвмісних сполук до сильних неорганічних кислот (H_2SO_4 , HNO_3) призводить до сильного підкиснення водної плівки. Розрахунок за рівняннями хімічних реакцій, а також досвід експлуатації установок біохімічної нітрифікації, свідчить, що витрата карбонатів/бікарбонатів складає: 0,12 мг-екв на мг $N-NH_3$ та 0,24 мг-екв на мг $S-H_2S$. Орієнтуючись на середні концентрації H_2S та NH_3 у

газових викидах, можна легко розрахувати концентрацію HCO_3 , що вводиться до складу водного середовища протягом години.

По досвіду експлуатації лабораторної установки можна рекомендувати невисоку концентрацію ($600\text{--}1000 \text{ г/м}^3$) біомаси, як в нижньому, так і у верхньому біореакторах. Виведення надмірної біомаси не викличе проблем, оскільки в умовах відсутності легкоокиснюємих органічних сполук її приріст незначний. Так, накопичена біомаса метаноокиснюючої асоціації складає $0,63 \text{ мг}$ на мг окисненого CH_4 . Відповідно приріст біомаси нітрифікуючих бактерій дорівнює в середньому $0,11 \text{ мг}$ на мг N-NH_3 , а тіобацил – $0,03 \text{ мг}$ на мг окисненої сірки.

Відмерла біомаса частково мінералізується в імобілізованому шарі, а частково виноситься з установки та поступає в каналізаційну мережу. Концентрація біомаси, що виноситься ($20\text{--}30 \text{ мг/дм}^3$) не перевищує допустиму для скидання в мережі водовідведення.

При регенерації видаляється до 50% імобілізованої біомаси. Регенерацію завантаження, на якому імобілізовані мікробіоценози, за досвідом експлуатації установок нітрифікації, необхідно виконувати раз на три місяці. Промивні води регенерації можна відводити в каналізацію, оскільки за своїм хімічним складом вони відповідають вимогам ГДС. Регенерацію раціонально проводити шляхом компонування в окремих ємностях касет із лавсанових йоршів окремо для верхнього і нижнього ярусів установки.

Дані табл. 4.7 – 4.16 при сумісному розгляді є розрахунковими проектними режимами роботи двохярусного біореактора для комплексного очищення від газоподібних забруднень в мережах водовідведення. Об'єм верхнього ярусу складає приблизно три, а нижнього один кубічний метр. Розраховані режими роботи при продуктивності за об'ємом газоповітряної суміші 30 та $50 \text{ м}^3/\text{год}$.

Для метану максимальна інтенсивність його надходження лімітована створенням вибухонебезпечної концентрації у колекторі.

Таблиця 4.7– Проектні режими процесу біоокиснення метану при постійній інтенсивності його надходження у колектор

Проектні параметри установки											
Режим	Розміри біореактора			Завантаження		Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення		
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R _з – об'єм, м ³	m _з – маса, г	m _б – кількість біомаси, г	δg – інтенсивність видалення метану, г/ч	η – ступінь очищення, %	N – продуктивність за об'ємом водного розчину, м ³ /годину	W – середня питома потужність біоокиснення, г/ м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г _б годину
1	1	3,86	3,0316	0,02165	30005	1800,3	27,24	100	30	9,079	0,0151
2	1	3,8597	3,0314	0,02165	30002	1800,1	47,83	95,65	30	15,94	0,0266
3	1	3,8599	3,0315	0,02165	30004	1800,2	82,79	82,79	30	27,59	0,046
4	1	3,8599	3,0315	0,02165	30004	1800,2	171,3	57,09	30	57,08	0,0951
5	1	3,8604	3,0319	0,02166	30007	1800,4	263,8	38,09	30	87,9	0,1465
6	1	3,86	3,0316	0,02165	30004	1800,3	309,2	28,84	30	103	0,1717
Проектні параметри процесу біоочищення											
Режим	Q – інтенсивність надходження об'єму метану в колектор, м ³ / годину	g _о – інтенсивність надходження маси метану в колектор, г/ годину	ρ _о – концентрація метану на вході у біореактор		ρ ₁ – концентрація метану на виході з біореактора		g ₁ – інтенсивність виділення метану на виході з біореактора, г/ годину	t _п – тривалість процесу біоочищення, годину	μ _о – початкова концентрація біомаси, г _б /м ³		
			г/м ³	%	г/м ³	%					
1	0,038	27,24	0,908	0,127	0	0	0	0,1	600		
2	0,07	50	1,667	0,233	0,072	0,01	2,174	0,1	600		
3	0,14	100	3,333	0,466	0,574	0,08	17,21	0,1	600		
4	0,42	300	10	1,399	4,291	0,6	128,7	0,1	600		
5	0,969	692,6	23,09	3,23	14,29	2	428,8	0,1	600		
6	1,5	1072,1	35,74	5	25,43	3,56	762,9	0,1	600		

Таблиця 4.8 –Проектні режими процесу біоокиснення метану при постійній інтенсивності його надходження у колектор

Проектні параметри установки											
Режим	Розміри біореактора			Завантаження		Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення		
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R _з – об'єм, м ³	m _з – маса, г	m _б – кількість біомаси, г	δg – інтенсивність видалення метану, г/ч	η – ступінь очищення, %	N – продуктивність за об'ємом водного розчину, м ³ /годину	W – середня питома потужність біоокиснення, г/ м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г _б годину
1	1	3,8596	3,031	0,02165	30001	1800,1	14,7	100	50	4,9	0,0082
2	1	3,86	3,032	0,02165	30005	1800,3	42,42	84,83	50	14,14	0,0236
3	1	3,8598	3,031	0,02165	30003	1800,2	69,65	69,65	50	23,21	0,0387
4	1	3,8596	3,031	0,02165	30002	1800,1	139,3	46,42	50	46,42	0,0774
5	1	3,8602	3,032	0,02166	30006	1800,3	254,5	26,26	50	84,82	0,1414
6	1	3,8595	3,031	0,02165	30001	1800,1	314,5	17,6	50	104,8	0,1747
Проектні параметри процесу біоочищення											
Режим	Q – інтенсивність надходження об'єму метану в колектор, м ³ / годину	g _о – інтенсивність надходження маси метану в колектор, г/ годину	ρ _о – концентрація метану на вході у біореактор		ρ ₁ – концентрація метану на виході з біореактора		g ₁ – інтенсивність видалення метану на виході з біореактора, г/ годину	t _п – тривалість процесу біоочищення, годин	μ _о – початкова концентрація біомаси, г/м ³		
			г/м ³	%	г/м ³	%					
1	0,0206	14,7	0,294	0,041	0	0	0	0,06	600		
2	0,07	50	1	0,14	0,152	0,021	7,585	0,06	600		
3	0,1399	100	2	0,28	0,607	0,085	30,36	0,06	600		
4	0,4198	300	6	0,84	3,215	0,45	160,7	0,06	600		
5	1,3561	969,2	19,38	2,712	14,29	2	714,7	0,06	600		
6	2,5002	1786,9	35,74	5	29,45	4,12	1472	0,06	600		

Таблиця 4.9 – Проектні режими процесу біоокиснення сірководня при постійній інтенсивності його надходження у колектор

Проектні параметри установки											
Режим	Розміри біореактора			Завантаження		Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення		
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R _з – об'єм, м ³	m _з – маса, г	m _б – кількість біомаси, г	δg – інтенсивність видалення сірководню, г/годину	η – ступінь очищення, %	N – продуктивність за об'ємом водного розчину, м ³ /годину	W – середня питома потужність біоокиснення, г/м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г _б годину
1	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,1	99,62	30	0,1	9,96E-05
2	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,987	98,7	30	0,987	0,000987
3	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	2,929	97,64	30	2,929	0,002929
4	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	4,843	96,87	30	4,843	0,004843
5	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	9,532	95,32	30	9,532	0,009532
6	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	33,6	82,44	30	33,6	0,0336
Проектні параметри процесу біоочищення											
Режим	Q – інтенсивність надходження об'єму сірководню в колектор, м ³ /годину	g _о – інтенсивність надходження маси сірководню в колектор, г/годину	ρ* _о – концентрація сірководню в повітрі на вході у біореактор		ρ ₁ – концентрація сірководню у воді на виході з біореактора	g ₁ – інтенсивність видалення сірководню на виході з біореактора, г/годину	t _п – тривалість процесу біоочищення, годину	μ _о – початкова концентрація біомаси, г _б /м ³	R _в – розрахунковий об'єм води на завантаженні, м ³	Γ – інтенсивність зрошення завантаження водою, м ³ /годину	K _р – необхідна розчинність газу у воді, М ³ _{газу} /М ³ _{води}
			г/м ³	%							
1	6,5E-05	0,1	0,003	0,00022	0,004	4E-04	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0006
2	0,00065	1	0,033	0,00217	0,13	0,013	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0065
3	0,00195	3	0,1	0,0065	0,709	0,071	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0195
4	0,00325	5	0,167	0,01083	1,567	0,157	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0325
5	0,0065	10	0,333	0,02166	4,682	0,468	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,065
6	0,02648	40,75	1,358	0,08827	71,54	7,154	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,2648

Таблиця 4.10 – Проектні режими процесу біоокиснення сірководня при постійній інтенсивності його надходження в колектор

Проектні параметри установки											
Режим	Розміри біореактора			Завантаження		Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення		
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R _з – об'єм, м ³	m _з – маса, г	m _б – кількість біомаси, г	δg – інтенсивність видалення сірководню, г/годину	η – ступінь очищення, %	N – продуктивність за об'ємом водного розчину, м ³ /годину	W – середня питома потужність біоокиснення, г/м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г _б годину
1	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,1	99,62	50	0,1	9,96E-05
2	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,987	98,7	50	0,987	0,000987
3	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	2,929	97,64	50	2,929	0,002929
4	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	4,843	96,87	50	4,843	0,004843
5	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	9,532	95,32	50	9,532	0,009532
6	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	33,6	82,44	50	33,6	0,0336
Проектні параметри процесу біоочищення											
Режим	Q – інтенсивність надходження об'єму сірководню в колектор, м ³ /годину	g _о – інтенсивність надходження маси сірководню в колектор, г/годину	ρ* _о – концентрація сірководню в повітрі на вході у біореактор		ρ _г – концентрація сірководню у воді на виході з біореактора	g _г – інтенсивність видалення сірководню на виході з біореактора, г/годину	t _п – тривалість процесу біоочищення, годин	μ _о – початкова концентрація біомаси, г _б /м ³	R _в – розрахунковий об'єм води на завантаженні, м ³	Γ – інтенсивність зрошення завантаження водою, м ³ /годину	K _р – необхідна розчинність газу у воді, М ³ _{газу} /М ³ _{води}
			г/м ³	%							
1	6,5E-05	0,1	0,002	0,00013	0,004	4E-04	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0006
2	0,00065	1	0,02	0,0013	0,13	0,013	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0065
3	0,00195	3	0,06	0,0039	0,709	0,071	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0195
4	0,00325	5	0,1	0,0065	1,567	0,157	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0325
5	0,0065	10	0,2	0,013	4,682	0,468	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,065
6	0,02648	40,75	0,8151	0,05296	71,54	7,154	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,2648

Таблиця 4.11 – Проектні режими процесу біоокиснення діоксиду сірки при постійній інтенсивності його надходження в колектор

Проектні параметри установки											
Режим	Розміри біореактора			Завантаження		Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення		
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R _з – об'єм, м ³	m _з – маса, г	m _б – кількість біомаси, г	δg – інтенсивність видалення діоксиду сірки, г/годину	η – ступінь очищення, %	N – продуктивність за об'ємом водного розчину, м ³ /годину	W – середня питома потужність біоокиснення, г/ м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г _б годину
1	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,1	99,644	30	0,1	1E-04
2	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,989	98,884	30	0,989	0,00099
3	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	2,942	98,065	30	2,942	0,00294
4	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	4,874	97,487	30	4,874	0,00487
5	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	9,635	96,352	30	9,635	0,00964
6	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	36,35	85,613	30	36,35	0,03635
Проектні параметри процесу біоочищення											
Режим	Q – інтенсивність надходження об'єму діоксиду сірки в колектор, м ³ /годину	g _о – інтенсивність надходження маси діоксиду сірки в колектор, г/годину	ρ* _о – концентрація діоксиду сірки в повітрі на вході у біореактор		ρ ₁ – концентрація діоксиду сірки у воді на виході з біореактора	g ₁ – інтенсивність видалення діоксиду сірки на виході з біореактора, г/годину	t _п – тривалість процесу біоочищення, годину	μ _о – початкова концентрація біомаси, г _б /м ³	R _в – розрахунковий об'єм води на завантаженні, м ³	г – інтенсивність зрошення завантаження водою, м ³ /годину	K _р – необхідна розчинність газу у воді, М ³ _{газу} /М ³ _{води}
			г/м ³	%							
1	3,4E-05	0,1	0,003	0,00011	0,004	4E-04	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0003
2	0,00034	1	0,033	0,00114	0,112	0,011	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0034
3	0,00102	3	0,1	0,00342	0,58	0,058	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0102
4	0,00171	5	0,167	0,00569	1,256	0,126	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0171
5	0,00342	10	0,333	0,01139	3,648	0,365	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0342
6	0,01451	42,46	1,415	0,04835	61,08	6,108	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,1451

Таблиця 4.12 – Проектні режими процесу біоокиснення діоксиду сірки при постійній інтенсивності його надходження в колектор

Проектні параметри установки											
Режим	Розміри біореактора			Завантаження		Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення		
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R _з – об'єм, м ³	m _з – маса, г	m _б – кількість біомаси, г	δg – інтенсивність видалення діоксиду сірки, г/годину	η – ступінь очищення, %	N – продуктивність за об'ємом водного розчину, м ³ /годину	W – середня питома потужність біоокиснення, г/ м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г _б годину
1	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,1	99,64	50	0,1	1E-04
2	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,989	98,88	50	0,989	0,00099
3	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	2,942	98,07	50	2,942	0,00294
4	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	4,874	97,49	50	4,874	0,00487
5	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	9,635	96,35	50	9,635	0,00964
6	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	36,35	85,61	50	36,35	0,03635
Проектні параметри процесу біоочищення											
Режим	Q – інтенсивність надходження об'єму діоксиду сірки в колектор, м ³ /годину	g _о – інтенсивність надходження маси діоксиду сірки в колектор, г/годину	ρ* _о – концентрація діоксиду сірки в повітрі на вході у біореактор		ρ ₁ – концентрація діоксиду сірки у воді на виході з біореактора	g ₁ – інтенсивність видалення діоксиду сірки на виході з біореактора, г/годину	t _п – тривалість процесу біоочищення, годин	μ _о – початкова концентрація біомаси, г _б /м ³	R _в – розрахунковий об'єм води на завантаженні, м ³	г – інтенсивність зрошення завантаження водою, м ³ /годину	K _р – необхідна розчинність газу у воді, М ³ _{газу} /М ³ _{води}
			г/м ³	%							
1	3,4E-05	0,1	0,002	6,8E-05	0,004	4E-04	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0003
2	0,00034	1	0,02	0,00068	0,112	0,011	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0034
3	0,00102	3	0,06	0,00205	0,58	0,058	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0102
4	0,00171	5	0,1	0,00342	1,256	0,126	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0171
5	0,00342	10	0,2	0,00683	3,648	0,365	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0342
6	0,01451	42,46	0,8491	0,02901	61,08	6,108	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,1451

Таблиця 4.13 – Проектні режими процесу біоокиснення аміаку при постійній інтенсивності його надходження в колектор

Проектні параметри установки											
Режим	Розміри біореактора			Завантаження		Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення		
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R ₃ – об'єм, м ³	m ₃ – маса, г	m ₆ – кількість біомаси, г	δg – інтенсивність видалення аміаку, г/годину	η – ступінь очищення, %	N – продуктивність за об'ємом водного розчину, м ³ /годину	W – середня питома потужність біоокиснення, г/ м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г ₆ годину
1	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,009	94	30	0,009	9,4E–06
2	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,093	92,85	30	0,093	9,29E–05
3	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,276	92,15	30	0,276	0,000276
4	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,459	91,73	30	0,459	0,000459
5	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,909	90,93	30	0,909	0,000909
6	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	3,783	80,97	30	3,783	0,003783
Проектні параметри процесу біоочищення											
Режим	Q – інтенсивність надходження об'єму аміаку в колектор, м ³ /годину	g ₀ – інтенсивність надходження маси аміаку в колектор, г/годину	ρ* ₀ – концентрація аміаку в повітрі на вході у біореактор		ρ ₁ – концентрація аміаку у воді на виході з біореактора	g ₁ – інтенсивність видалення аміаку на виході з біореактора, г/годину	t _n – тривалість процесу біоочищення, годин	μ ₀ – початкова концентрація біомаси, г ₆ /м ³	R _b – розрахунковий об'єм води на завантаженні, м ³	γ – інтенсивність зрошення завантаження водою, м ³ /годину	K _p – необхідна розчинність газу у воді, м ³ газу/м ³ води
			г/м ³	%							
1	1,3E–05	0,01	0,0003	4,3E–05	0,006	0,0006	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,00013
2	0,00013	0,1	0,0033	0,00043	0,071	0,0071	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0013
3	0,000389	0,3	0,01	0,0013	0,236	0,0236	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,00389
4	0,000648	0,5	0,0167	0,00216	0,414	0,0414	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,00648
5	0,001296	1	0,0333	0,00432	0,907	0,0907	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,01296
6	0,006056	4,671	0,1557	0,02019	8,887	0,8887	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,06056

Таблиця 4.14 – Проектні режими процесу біоокиснення аміаку при постійній інтенсивності його надходження в колектор

Проектні параметри установки											
Режим	Розміри біореактора			Завантаження		Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення		
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R ₃ – об'єм, м ³	m ₃ – маса, г	m ₆ – кількість біомаси, г	δg – інтенсивність видалення аміаку, г/годину	η – ступінь очищення, %	N – продуктивність за об'ємом водного розчину, м ³ /годину	W – середня питома потужність біоокиснення, г/ м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г ₆ годину
1	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,009	94	50	0,009	9,4E–06
2	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,093	92,85	50	0,093	9,29E–05
3	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,276	92,15	50	0,276	0,000276
4	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,459	91,73	50	0,459	0,000459
5	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	0,909	90,93	50	0,909	0,000909
6	1	1,273	1	0,0119	16667	1000	3,783	80,97	50	3,783	0,003783
Проектні параметри процесу біоочистки											
Режим	Q – інтенсивність надходження об'єму аміаку в колектор, м ³ /годину	g ₀ – інтенсивність надходження маси аміаку в колектор, г/годину	ρ* ₀ – концентрація аміаку в повітрі на вході у біореактор		ρ ₁ – концентрація аміаку у воді на виході з біореактора	g ₁ – інтенсивність видалення аміаку на виході з біореактора, г/годину	t _n – тривалість процесу біоочищення, годин	μ ₀ – початкова концентрація біомаси, г ₆ /м ³	R _v – розрахунковий об'єм води на завантаженні, м ³	γ – інтенсивність зрошення завантаження водою, м ³ /годину	K _p – необхідна розчинність газу у воді, м ³ газу/м ³ води
			г/м ³	%							
1	1,3E–05	0,01	0,0002	2,6E–05	0,006	0,0006	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,00013
2	0,00013	0,1	0,002	0,00026	0,071	0,0071	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,0013
3	0,000389	0,3	0,006	0,00078	0,236	0,0236	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,00389
4	0,000648	0,5	0,01	0,0013	0,414	0,0414	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,00648
5	0,001296	1	0,02	0,00259	0,907	0,0907	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,01296
6	0,006056	4,671	0,09343	0,01211	8,887	0,8887	0,05238	1000	0,005238	0,1	0,06056

Максимальна інтенсивність надходження забруднень, що розчиняються у воді (сірководень, діоксид сірки, аміак) обмежена можливістю існування рівноважної концентрації, тобто виключений режим необмеженого зростання кінцевої концентрації забруднення у воді.

Наведені дані (табл. 4.7 – 4.8) свідчать про забезпечення спроектованою установкою високого ступеня очищення від метану при інтенсивності його надходження в колектор до 100 г/годину (0,14 м³/ годину), що нижче реально існуючих на практиці значень. При цьому висока ефективність очищення від газоподібних забруднень, що розчиняються у воді (табл. 4.9 – 4.14), досягається у всьому розрахунковому діапазоні інтенсивностей їх надходження. Важливо відзначити і низькі, потрібні для забезпечення процесу, рівні розчинення газів у воді.

В цілому, викладене демонструє реальність і конструктивну можливість створення та успішної експлуатації досить компактної ефективної установки комплексного очищення від газоподібних забруднень в мережах водовідведення.

4.5.2 Установа анаеробного біоокиснення формальдегіду, розчиненого у воді

Проведені експериментальні дослідження показали, що для біохімічного очищення газових викидів від формальдегіду на стадії регенерації води можна рекомендувати процес денітрифікації. Цей процес характеризується значно вищими, в порівнянні з аеробним, швидкостями видалення формальдегіду, а також екологічно безпечний, оскільки кінцевими продуктами є газоподібний азот, вуглекислий газ і вода.

Анаеробне біоокиснення формальдегіду пропонується реалізувати в ємності з вільно плаваючому у воді мулом при перемішуванні за допомогою механічної мішалки або ерліфта.

Денітрифікуючий мікробіоценоз формується шляхом автоселекції з активного мула в середовищі, що містить формальдегід. Для створення необхідних співвідношень ХПК в середу необхідно вводити додатковий реагент – NaNO_3 . На практиці, як додатковий реагент, можна використовувати мінеральне добриво, що має невелику вартість. Витрати на додатковий реагент будуть з лишком компенсовані зниженням витрат на електроенергію, зважаючи на відсутність необхідності в аерації, в порівнянні з аеробним біоокисненням.

За досвідом експлуатації лабораторної установки, можна рекомендувати кінцеву концентрацію біомаси при заповненій ємності, яка дорівнює 2000 – 2500 г/м³.

В табл. 4.15 наведено розрахункові проектні варіанти установок анаеробного біоокиснення формальдегіду при постійній інтенсивності його надходження в процесі заповнення ємності. Наведені дані свідчать про те, що шляхом вибору відповідного об'єму ємності можливо створення ефективної установки практично при будь-яких інтенсивностях надходження формальдегіду. При цьому вказані проектні варіанти (табл. 4.15) є близькими до оптимальних для тривалості технічного обслуговування ємності, що дорівнює п'ять, тринадцять і двадцять одну годину відповідно.

Розрахункові проектні варіанти, надані у табл. 4.16, підтверджують вказаний висновок і для випадку, коли є одночасне збільшення інтенсивностей надходження маси і об'єму водного розчину формальдегіду в процесі заповнення ємності. У цих умовах, відповідною зміною об'єму ємності, вдається підтримувати ефективність проектних варіантів установок на одному рівні. Одержані проектні варіанти близькі до оптимальних при часі, необхідному для технічного обслуговування ємності, рівному п'ятнадцять годин.

Таблиця 4.15 – Проектні варіанти установок анаеробного біоокиснення формальдегіду у воді при постійній інтенсивності його надходження в ємність

Проектні параметри установки											
Варіант	Параметри ємності				Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення			
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R ₀ – початкове заповнення, м ³	m ₆ – кількість біомаси, г	δG _v – питома маса формальдегіду, г	η – ступінь очищення, %	t _n – тривалість процесу, годин	N – продуктивність за об'ємом водного розчину, м ³ /годину	W – середня питома потужність біоокиснення, г/м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/Г ₆ годину
1	2	1,02	3,2	0,4	8000	5599,8	99,997	8,62	0,3248	203,02	0,08121
2	4	1,02	12,8	0,8	32000	47999,4	99,999	16,63	0,7215	225,47	0,09019
3	6	1,02	28,8	1,2	72000	165599	99,999	24,64	1,1203	233,39	0,09336
Проектні параметри процесу біоочищення											
Стадія процесу	j – індекс стадії	Варіант	Процес заповнення ємності				Завершення стадії процесу				
			Γ _j – інтенсивність надходження водного розчину, м ³ /годину	g _j – інтенсивність надходження формальдегіду, г/годину	ρ _{gj} – концентрація формальдегіду, що надходить, г/м ³	V _{gj} – питома швидкість надходження формальдегіду, г/Г ₆ ч	δG _{tj} – маса формальдегіду, що надійшла, г	t _j – тривалість стадії, годин	μ _j – концентрація біомаси, г/м ³	ρ _j – концентрація формальдегіду, г/м ³	
Початковий стан – часткове заповнення ємності, формальдегід не поступає	0	1	0	0	0	0	0	0	20000	0	
		2	0	0	0	0	0	40000	0		
		3	0	0	0	0	0	60000	0		
Нестационарний процес – ємність заповнюється, формальдегід поступає з постійною інтенсивністю	1	1	0,4	800	2000	0,1	5600	7	2500	93,53	
		2	0,8	3200	4000	0,1	48000	15	2500	96,51	
		3	1,2	7200	6000	0,1	165600	23	2500	97,56	
Стационарний процес – ємність заповнена, формальдегід не поступає	2	1	0	0	0	0	1,62	2500	0,05		
		2	0	0	0	0	1,63	2500	0,05		
		3	0	0	0	0	1,64	2500	0,05		

Таблиця 4.16 – Проектні варіанти установок анаеробного біоокиснення формальдегіду у воді при інтенсивності його надходження в ємність, що змінюється

Проектні параметри установки											
Варіант	Параметри ємності				Ефективність біоочищення			Інтенсивність біоокиснення			
	D – діаметр, м	H – висота, м	R – об'єм, м ³	R ₀ – початкове заповнення, м ³	m ₆ – кількість біомаси, г	δG _v – питома маса формальдегіду, г	η – ступінь очищення, %	t _n – тривалість процесу, годин	N – продуктивність за об'ємом водного розчину, м ³ /годину	W – середня питома потужність біоокиснення, г/м ³ годину	V – середня питома швидкість окиснення, г/г ₆ годину
1	3	1.19	8,4	0,4	10000	29999,6	99,999	24,36	0,3283	146,6	0,1231
2	4	1.34	16,8	0,8	20000	59999,2	99,999	24,36	0,6567	146,6	0,1231
3	5	1.28	25,2	1,2	30000	89998,7	99,999	24,36	0,985	146,6	0,1231
Проектні параметри процесу біоочищення											
Стадія процесу	j-індекс стадії	Варіант	Процес заповнення ємності				Завершення стадії процесу				
			г _j – інтенсивність надходження водного розчину, м ³ /годину	g _j – інтенсивність надходження формальдегіду, г/годину	ρ _{gj} – концентрація формальдегіду, що надходить, г/м ³	V _{gj} – питома швидкість надходження формальдегіду, г/г ₆ ч	δG _{tj} – маса формальдегіду, що надійшла, г	t _j – тривалість стадії, годин	μ _j – концентрація біомаси, г/м ³	ρ _j – концентрація формальдегіду, г/м ³	
Початковий стан – часткове заповнення ємності, формальдегід не поступає	0	1	0	0	0	0	0	0	0	25000	0
		2	0	0	0	0	0	0	0	25000	0
		3	0	0	0	0	0	0	0	25000	0
Нестационарний процес – ємність заповнюється, формальдегід поступає з j-ою постійною інтенсивністю	1	1	0,4	1000	2500	0,1	10000	10	2272,7	94,7	
		2	0,8	2000	2500	0,1	20000	10	2272,7	94,7	
		3	1,2	3000	2500	0,1	30000	10	2272,7	94,7	
Нестационарний процес – ємність заповнюється, формальдегід поступає з j-ою постійною інтенсивністю	2	1	0,4	2000	5000	0,2	20000	10	1190,5	257,4	
		2	0,8	4000	5000	0,2	40000	10	1190,5	257,4	
		3	1,2	6000	5000	0,2	60000	10	1190,5	257,4	
Стационарний процес – ємність заповнена, формальдегід не поступає	3	1	0	0	0	0	0	4,36	1190,5	0,05	
		2	0	0	0	0	0	4,36	1190,5	0,05	
		3	0	0	0	0	0	4,36	1190,5	0,05	

Таким чином, викладене на основі реальних проектних розрахунків, обґрунтовує перспективність впровадження установок анаеробного біоокиснення формальдегіду, розчиненого у воді.

4.5.3 Двошаровий фільтр з активованого вугілля

Проведені експериментальні дослідження роботи сухого фільтру показали, що для підвищення ефективності і комплексності його роботи необхідне створення просторової сукцесії розвитку ацидофільних і нейтрофільних мікробіоценозів. При цьому очищення газових викидів від CH_4 , H_2S і NH_3 здійснюється в два етапи: на першому відбуватиметься видалення H_2S і NH_3 тіобацилами і нітрифікуючими бактеріями, а на другому – видалення CH_4 метанотрофними бактеріями.

Технічно для цього необхідно додати другий шар сухого активованого вугілля після досягнення через 2–3 місяці експлуатації стійкого біоценозу в першому шарі. В результаті просторово і в часі будуть розділені зони розвитку ацидофільних тіобацил, що окиснюють сірковмісні сполуки і метілотрофних бактерій, що окиснюють метан. При цьому виключається негативний вплив на метанотрофні бактерії, видалених при фільтрації в першому шарі аміаку і сірководня.

Запропонований двошаровий фільтр, за характером процесів, що відбуваються в ньому, є більшою мірою біофільтром, ефективним в умовах каналізаційних мереж.

ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ

На підставі аналізу літератури визначено, що в більшості промислових міст України концентрація неприємно пахнучих речовин (одорантів) не відповідає завданням збереження здоров'я людини.

Комплекс виконаних теоретичних і експериментальних досліджень, математичні моделі та розроблені на основі цього проектні рішення, в сукупності є науковими основами промислових розрахунків та проектування процесів та апаратів біохімічного очищення від водорозчинних і не розчинних у воді забруднень, характерних для викидів багатьох підприємств, які містять багатокomпонентні системи.

Визначено поняття макрокінетичної математичної моделі біохімічного очищення, як системи двох аналітичних функцій, що кількісно відображають взаємозалежність питомої швидкості деструкції забруднення, його концентрації, часу протікання процесу та початкової концентрації біомаси, а також, що задовольняють взаємозв'язки цих же параметрів в диференційній формі.

Розроблено методику отримання макрокінетичної математичної моделі процесу біохімічного очищення, як взаємопов'язаної системи регресійної та аналітичної формул відповідно для розрахунку питомої швидкості біоокиснення та тривалості процесу, залежно від концентрації шкідливої речовини, що видаляється, а також змінюється. Знайдено структуру регресійної формули, що описує залежність питомої швидкості окиснення забруднення від його концентрації. Розроблено достовірну методику обробки експериментальних даних та на її основі розраховано емпіричні коефіцієнти регресійної формули для досліджуваних процесів. Доведено адекватність опису та спільність запропанованої структури регресійної залежності зміни питомої швидкості окиснення для різних типів біохімічного очищення. Методом наближеної інтеграції основного диференційного рівняння, для знайденого виду залежності питомої

швидкості біоокиснення, одержано формулу, що пов'язує тривалість обробки та концентрацію шкідливої речовини, що видаляється. Розроблена макрокінетична математична модель апробована в широкому діапазоні зміни концентрації забруднення, що видаляється, для даних типів біоочищення.

Запропанована концепція обліку нестационарності у процесах біологічної очистки, що полягає у суперпозиції макрокінетичної моделі, тобто, стаціонарного процесу та зовнішніх впливів у вигляді зміни об'єма, у якому відбувається деструкція шкідливої речовини, та безперервного надходження забруднення у цей об'єм. Математична нестационарність описується додаванням до основного диференційного рівняння стаціонарного процесу додаткових членів, що враховують специфічну нестационарність конкретного виду біологічної очистки. У ході розрахунків виявлено виникнення стану динамічної рівноваги між процесами біодеструкції та додатковим надходженням забруднення, що відображується у досягненні постійної у часі концентрації рівноваги. Знайдено залежності для розрахунку концентрацій рівноваги у досліджувальних процесах. Для розглянутих процесів отримані наближені формули, які дозволяють із достатньою точністю визначити проміжок часу, який є необхідним для змінення концентрації забруднення на задану величину при заданих початкових умовах.

Розроблено та обґрунтовано методику розрахунку проектних параметрів процесу біологічної очистки від неводорозчинних газоподібних забруднень. В основу методики покладено уявлення про квазістаціонарний процес, нестационарність якого проявляється у пересуванні елементарних шарів газу, що очищується, по висоті прямогочного біореактора. У якості основної розрахункової залежності прийнята залежність макрокінетичної математичної моделі між тривалістю процесу біоочистки, зміною концентрації шкідливої речовини та кінцевою концентрацією забруднення на виході з біореактора. Стосовно до метану, вивчено розподіл його

концентрації по висоті біореактора та встановлена принципова можливість досягнення нульової кінцевої концентрації. Розрахунки довели, що збільшення інтенсивності надходження маси забруднення призводить до зменшення ступеня очистки та збільшення питомої біоокислювальної потужності біореактора. Збільшення продуктивності біореактора за об'ємом газоповітряної суміші зменшує концентрацію забруднення, але знижує ступінь очистки та питому біоокислювальну потужність установки. Вказані ефекти може бути невільовано на етапі проектування відповідною зміною біореактора.

Розроблено та обгрунтовано методику розрахунку проектних параметрів процесу біологічної очистки від водорозчинних газоподібних забруднень. В основу методики покладено уявлення про протivotочний біореактор, нестационарність процесу у якому полягає у безперервній абсорбції газоподібного забруднення елементарними шарами води, що пересуваються вздовж завантаження у напрямі протилежному напрямку подачі повітря на очистку. У якості основних розрахункових залежностей прийнято залежність для визначення концентрації рівноваги та формулу для поступового розрахунку зміни концентрації у процесі біологічної очистки. Кінцева концентрація визначається шляхом послідовних розрахунків за отриманою формулою при недосягненні стану динамічної рівноваги у процесі, що розглядається. У негативному випадку, кінцева концентрація забруднення приймається такою, що дорівнює значенню рівноваги. Встановлено особливість біореакторів розглянутого типу, що полягає у досягненні високого ступеню очистки при принциповій неможливості досягнення нульової концентрації забруднення у розчині, що відходить.

Розроблено та обгрунтовано методику розрахунку проектних параметрів процесу біологічної очистки від водорозчинного забруднення. В основу методики покладено уявлення про ємність, в якій, починаючи з деякого заповнення водою та біомасою, послідовно відбуваються нестационарний та стаціонарний процеси біоочистки. Нестационарність

процесу, що розглядається, відображується у безперервному збільшенні об'єму, у якому здійснюється біодеструкція та надходження у нього шкідливої речовини, що усувається. Можливо послідовне поєднання декількох нестационарних стадій, що відрізняються значеннями вказаних параметрів. Стационарний процес відбувається у заповненій ємності до досягнення заданої кінцевої концентрації. У якості основних розрахункових залежностей для нестационарної стадії прийнято залежність для визначення концентрації рівноваги та рекурентна формула для послідовного розрахунку зміни у часі середньої концентрації забруднення в ємності у процесі її заповнення. Кінцева концентрація нестационарної стадії визначається шляхом послідовних розрахунків за отриманою рекурентною формулою при недосягненні стану динамічної рівноваги у процесі, що розглядається. У негативному випадку, кінцева концентрація шкідливої речовини у ємності приймається рівною її значенню рівноваги.

Стосовно до анаеробного біоокиснення розчиненого у воді формальдегіду встановлено, що процес заповнення ємності може супроводжуватись як суттєвим ефектом біоочистки, так і проходити у пасивному режимі. Знайдено межі реалізації активного та пасивного режимів, що є важливими при прийнятті проектних рішень. Виконані розрахунки довели необхідність врахування різкої зміни інтенсивності надходження забруднення при заповненні ємності. Встановлена потужна ефективність процесу із подальшим зменшенням концентрації шкідливої речовини у розчині, що надходить, у порівнянні із зворотньою послідовністю. Показано, що збільшення об'єму ємності, при інших рівних умовах, призводить до суттєвого зменшення середньої питомої біоокислювальної потужності та незначному збільшенню продуктивності за переробленим об'ємом водного розчину забруднення. Для забезпечення технологічної безперервності установка повинна включати дві ємності із об'ємом, що буде забезпечувати виконання наступної умови: сумарна тривалість стационарної стадії, видалення регенованої води та технічного

обслуговування повинна бути менше чи рівною тривалості заповнення ємності. Мінімальний об'єм, що забезпечує технологічну безперервність, відповідає максимальній питомій біоокислювальній потужності та є оптимальним. Особливість процесу анаеробного біоокиснення розчиненого у воді формальдегіду полягає у принциповій можливості його повного біодеструктування.

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Кричковська Л. В. Процеси та апарати біологічної очистки та дезодорації газоповітряних викидів. Монографія / Л. В. Кричковська, О. В. Шестопапов, Г. Ю. Бахарєва, К. В. Слісь. – Харків: НТУ «ХП», 2013. – 200 с.
2. Батлук В.А. Основи екології: підруч. / Батлук В.А. – К.: Знання, 2007. – 519 с.
3. Мельник Л.Г. Основи екології. Екологічна економіка та управління природокористуванням: підруч. / Мельник Л.Г., Шапочка М.К. – Суми: ВТД «Університетська книга», 2007. – 759с.
4. Бойчук Ю.Д. Екологія і охорона навколишнього середовища / Бойчук Ю. Д., Солошенко Е.М., Бугай О.В. – Навчальний посібник. – К.: Палітурка, 2007. – 304с.
5. Стольберг Ф.В. Экология города / Стольберг Ф.В. – К.: Либра , 2000. – 464 с.
6. Косовец А.А. Некоторые вопросы состояния загрязнения атмосферного воздуха на территории Украины / А.А. Косовец, И.А. Колесник // Экология и промышленность. – Харьков: Энергосталь. – 2008. – № 1(14). – С. 19 – 23.
7. Яковлев Є.О. Еколого – ресурсні фактори сучасного природокористування та їх зв'язок із національною безпекою України / Є.О. Яковлев, Л.М. Якушенко // Экология и промышленность. – Харьков: Энергосталь. – 2009. –№ 3(20). – С. 9 – 12.
8. Шкуро В.В. Еколого – гігієнічні проблеми сучасного урбанізованого міського середовища / В.В. Шкуро // Тезисы докладов XIII (ежегодной) Международной научно – технической конференции «Экология и здоровье человека. Охрана водного и воздушного бассейнов. Утилизация отходов», 13 – 17 июня 2005г., Алушта. – Харьков: УГНИИ «УкрВОДГЕО», 2005. – С. 289 – 294.

9. Агеева Ю.В. Оценка фотохимического смога на загрязнение атмосферного воздуха г. Донецка формальдегидом: Магистерская выпускная работа: спец. «Управление экологической безопасностью» / Ю.В. Агеева. – Донецьк: ДонНТУ, 2007. – 127 с.
10. Зеркалов Д.В. Екологічна безпека: управління, моніторинг, контроль / Зеркалов Д.В. – Навчальний посібник. – К.: КНТ, Дакор, Основа, 2007. – 412 с.
11. Беспмятнов Г.П. ПДК вредных веществ в воздухе и воде / Беспмятнов Г.П. – Л.: «Химия», 1972. – 350 с.
12. Царенко О.М. Основи екології та економіка природокористування / Царенко О.М., Несветов О.О., Кадацький М.О. – Навчальний посібник. – К.: Палітурка, 2007. – 400с.
13. Петросян В.С. Газовые шлейфы автотранспорта / В.С. Петросян // Природа. – М.: Академический издательский центр «Наука» РАН. – 2001. – № 12. – С. 11 – 16.
14. Шарапов В.И. Автомагистрали XXI века / В.И. Шарапов, А.В. Марченко // Вестник БГТУ. – Белгород: БГТУ им. Шухова. – 2004. – № 8. – С. 31 – 32.
15. Довідка про стан забруднення атмосферного повітря по місту Ужгороду за 2006 рік // 30 ГМЦ. – Ужгород, 2007.
16. Лобко В.Ю. Оцінка стану атмосферного повітря в Ужгороді та його вплив на показники захворюваності дітей / В.Ю. Лобко, В.В. Орел // Екологічний вісник. – К.: Видання ВЕЛ. – 2007. – № 5. – С. 21 – 23.
17. Іванюк Д.П. Управління природоохоронною діяльністю / Іванюк Д.П., Шульга І.В. – Навчальний посібник. – К.: Алерта, 2007. – 368с.
18. Вредные органические соединения в промышленных выбросах в атмосферу: справочник / [сост. Я.М. Грушко] – Л.: «Химия», 1986. – 206 с.
19. Мякенький В.И. Микробиологическое окисление метана угольных шахт / Мякенький В.И., Курдиш И.К. – К : Наук. думка, 1991. – 148 с.

20. Земля тревоги нашої: Матеріали доповіді про стан навколишнього природного середовища в Донецькій області у 2005 році / [уклад. С.В. Трет'якова]. – Донецьк, 2006. – 108 с.

21. Крылов Г.В. Роль природных и техногенных эмиссий газов в формировании парникового эффекта / Г.В. Крылов, Е.Е. Подборный, С.Т. Фомина // Экология в газовой промышленности (Приложение к журналу «Газовая промышленность»). – М.: «Газопресс». – 1998. – № 2. – С. 20 – 23.

22. Hoek van K.W. "Polytechnische tijdschrift. Procestechnik", 1978, 33 N11 p. 670 – 673.

23. Майоров В.А. Запахи их восприятие, воздействие, устранение. – М.: «Мир», 2006, – 366 с.

24. Пронин В.А. и др. Газовоздушные выбросы пищевых предприятий и способы их устранения/ В.А. Пронин, М.А. Молодов, Д.И. Шпилин // Научный журнал НИУ ИТМО. Серия «Процессы и аппараты пищевых производств», 2013. – №2. [Электронный ресурс]: <http://www.processes.ihbt.ifmo.ru>

25. Анцыпович И.С., Челноков А.А., Шварц В.И. Неприятно пахнущие выбросы промышленных предприятий и перспективные методы их обезвреживания: Обзорная информация. – Минск, БелНИИНТИ Госплана БССР, 1983. – 48 с. (сер. охрана окружающей среды).

26. Майоров В.А. Запахи их восприятие, воздействие, устранение. – М.: «Мир», 2006, – 366 с.

27. Методические указания по расчету количественных характеристик выбросов загрязняющих веществ в атмосферу от полигонов твердых бытовых и промышленных отходов. – Москва, 1995 – 6 с.

28. Беньямовский Д.Н. Сжигание и пиролиз твердых бытовых отходов // Жилищно – коммунальное хозяйство – 1993. – № 6. – С. 28 – 29.

29. Гигиеническая оценка загрязнения атмосферы выбросами мусоросжигательного производства и предложения по ее оздоровлению //

Информационное письмо Республиканского центра научной медицинской информации. – К.: Укрмединформ, – Вып. 4.– 1992. – 2 с.

30. Мирный А.Н. Санитарная очистка и уборка населенных мест: справочник. – М.: Стройиздат, 1990 – 342 с.

31. Gust M. – Wiss. mid Umwelt, 1984, № 1, 2 – 10.

32. Tager T., Schildknecht H. – Staub – Reinhalt. Luft, 1979, 39 № 5, 145 – 148.

33. Кинасси Хироясу. Дезодорация с помощью микроорганизмов.// – MOL – 1983. – 21. – N 3. – с.63 – 68.

34. Перчугов Г.Я. Биохимические методы газоочистки. Промышленная и санитарная очистка газов / Перчугов Г.Я., Бобров О.Г. – Черкассы: ОНИИТЭХИМ, 1986. – 22 с.

35. Торошечников Н.С., Родионов А.И., Кельцев Н.В., Клушин В.Н. Техника защиты окружающей среды. – М., Химия, 1981, 368 с.

36. Г'урвич Ю.Л., Теримова М.И. Устойчивость процесса бактериальной дефадации фенола.// Биофизика микробных популяций: Тез. докл. Всесоюз. конф. – Красноярск, 1987, – с. 18.

37. Кузнецов А. Е., Градова Н. Б. Научные основы экобиотехнологии / Учебное пособие для студентов. – М.: Мир, 2006. – 504 с.

38. Гудков А.Г. Биологическая очистка городских сточных вод: Учебное пособие. – Вологда: ВоГТУ, 2002. – 127 с.

39. Сучасна кафедра з охорони праці та навколишнього середовища вищого навчального закладу [Монографія] / Л. Л. Товажнянський, В. В. Березуцький, Л. А. Васьковець та ін.; за ред. проф. В. В. Березуцького. – Х.: «Цифрова друкарня № 1», 2013. – 352 с.

40. Бахарева Г.Ю. Екологічно безпечні методи очистки газоподібних промислових викидів від формальдегіду і метану / Дисертація на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук, Київ – 2010. – 211 с.

41. Бахарева А. Ю. Биотехнологическая очистка газообразных выбросов от формальдегида / А. Ю. Бахарева, В. А. Юрченко // Тезисы

докладов XIII (ежегодной) Международной научно – технической конференции «Экология и здоровье человека. Охрана водного и воздушного бассейнов. Утилизация отходов», 13–17 июня 2005 г., Алушта. – Харьков: УГНИИ «УкрВОДГЕО», 2005. – С. 405–406.

42. Бахарева Г.Ю. Екологічно безпечні методи очистки газоподібних промислових викидів від формальдегіду і метану / Автореферат дисертації на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук, Київ – 2010. – 22 с.

43. Бахарева А.Ю. Использование биотехнологического метода для очистки промышленных газообразных выбросов от H_2S , NH_3 и SO_2 / А.Ю. Бахарева, В.А. Юрченко // Східно – Європейський журнал передових технологій. –Харків: Технологічний центр. – 2005. – № 5/1(17). – С. 95 – 99.

44. Бахарева Г.Ю. Біотехнологічна очистка газоподібних викидів від H_2S , SO_2 та NH_3 / Г.Ю. Бахарева, В.О. Юрченко // Тези доповідей Міжнародної науково – практичної конференції «Розвиток наукових досліджень», 7 – 9 листопада 2005р., Полтава. – Полтава: «ІнтерГрафіка», 2005. – С. 81 – 84.

45. Бахарева А. Ю. Биотехнологическая очистка газообразных выбросов от метана / А. Ю. Бахарева, В. А. Юрченко // Тезисы докладов Второй Международной периодической научно – практической конференции «Спецпроект: анализ научных исследований», 7–11 декабря 2005 г., Днепропетровск. – Днепропетровск: НАЦ «Ера», 2005. – С. 56.

ЗМІСТ

Передмова	3
ВСТУП	4
РОЗДІЛ 1. Забруднення навколишнього середовища викидами неприємно пахучих речовин та методи їх дезодорації [1]	5
1.1. Забруднення атмосферного повітря викидами хімічних виробництв	6
1.2. Джерела забруднення повітря НПР від тваринницьких ферм	9
1.3. Викиди в атмосферу харчових, переробних та мікробіологічних виробництв.....	13
1.4. Парфумерно-косметична промисловість.....	17
1.5. Комунально-побутовий сектор як джерело забруднення атмосфери одорантами.....	19
1.6. Походження і хімічні властивості НПР	21
1.7. Аналіз способів очищення та дезодорації газоповітряних викидів.....	25
1.8 Характеристика процесів та апаратів біологічної очистки газових викидів.....	30
1.8.1 Класифікація мікробіологічних методів очищення і дезодорації викидів.....	30
1.8.2 Теоретичні основи процесу біофільтрації газових викидів.....	36
1.8.3 Теоретичні основи процесу біоабсорбції газових викидів	41
РОЗДІЛ 2. Механізм біотрансформації забруднюючих речовин та чинники, що впливають на ефективність біологічного очищення і дезодорації викидів [1]	43
РОЗДІЛ 3. Розробка математичної моделі процесу біологічної очистки на основі експериментальних досліджень.....	69
3.1.Поняття макрокінетичної математичної моделі процесу біологічної очистки [1].....	71
3.2.Статистичний метод отримання залежностей питомої швидкості окиснення від концентрації забруднення і тривалості обробки [1].....	73
3.3. Аналітичний метод отримання залежності концентрації забруднення від тривалості обробки.....	92
РОЗДІЛ 4. Проектування технологічних процесів біохімічної очистки...	103

газоподібних викидів	103
4.1. Поняття нестационарного процесу біохімічної очистки	103
4.2. Розробка методики розрахунку процесу біохімічної очистки від газоподібного забруднення, що не розчиняється у воді	104
4.2.1. Загальний підхід та припущення.....	104
4.2.2. Розрахунок та аналіз процесів у колекторі.....	106
4.2.3 Розрахунок і аналіз процесів в біореакторі	114
4.2.4 Характеристика системи «колектор – біореактор», як об'єкту проектування і управління	120
4.3 Розробка методики розрахунку процесу біохімічного очищення від газоподібного забруднення, що розчиняється у воді	128
4.3.1 Загальний підхід та припущення.....	129
4.3.2 Розрахунок і аналіз процесів в біореакторі	131
4.3.3 Характеристика системи «колектор – біореактор», як об'єкту проектування та управління.....	148
4.4 Розробка методики розрахунку процесу біохімічної очищення від забруднення, розчиненого у воді.....	154
4.4.1 Загальний підхід та припущення.....	154
4.4.2 Розрахунок і аналіз процесів у ємності при її заповненні	155
4.4.3 Характеристика установки, як об'єкту проектування	173
4.5 Вдосконалення установок біохімічного очищення в мережах водовідведення та визначення їх проектних параметрів	181
4.5.1 Установка комплексного біоочищення від газоподібних забруднень, таких, що розчиняються і не розчиняються у воді.....	181
4.5.2 Установка анаеробного біоокиснення формальдегіду, розчиненого у воді.....	193
4.5.3 Двошаровий фільтр з активованого вугілля.....	197
ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ	198
СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ	203

Наукове видання

Кричковська Лідія Василівна, **Васьковець** Людмила Антонівна, **Гуренко** Ірина Вікторівна, **Шестопалов** Олексій Валерійович, **Варанкіна** Олександра Олександрівна, **Бахарєва** Ганна Юрійівна, **Пітак** Олег Ярославович, **Чиркіна** Марина Анатоліївна, **Григоров** Андрій Борисович, **Міхєнко** Лариса Олександрівна, **Соболь** Юлія Олегівна, **Толстоусова** Оксана Валеріївна, **Єршов** Дмитро Ігорович, **Слісь** Карина Вікторівна, **Бондар** Марина Олександрівна.

**ПРОЕКТНІ РІШЕННЯ У РОЗРОБЦІ АПАРАТІВ БІОЛОГІЧНОЇ
ОЧИСТКИ ГАЗОПОДІБНИХ ВИКИДІВ**

Монографія

За загальною редакцією проф. Л. В. Кричковської

Підп. до друку 14.02.2014 р. Формат 60*84/16. Надруковано на різнографі Gestetner 6123 CP. Ум.- друк. арк. 13,25. Наклад 300 прим. Зам. № 10-14.
Ціна договірна

Видавництво та друкарня «Технологічний Центр»
Свідоцтво про внесення суб'єкта видавничої справи ДК № 4452 від 10.12.2012
Адреса: 61145, м. Харків, вул. Шатилова дача, 4
